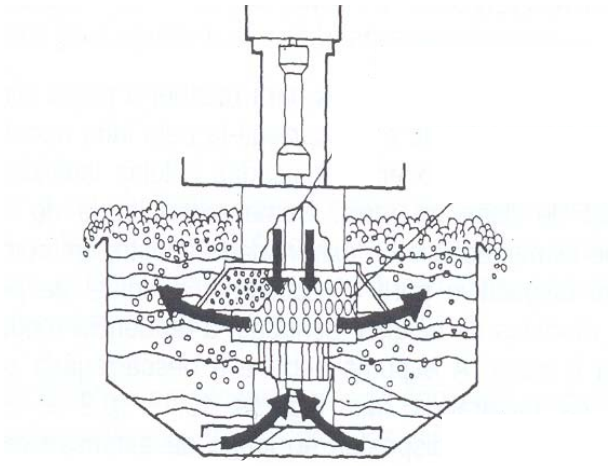
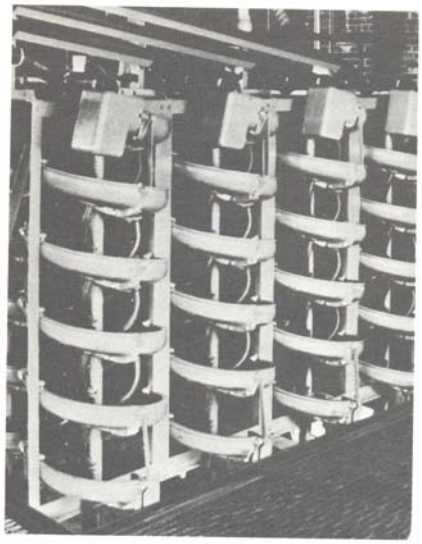
DEPARTAMENTO DE CIÊNCIAS DA TERRA
FACULDADE DE CIÊNCIAS E TECNOLOGIA
DA UNIVERSIDADE DE COIMBRA



DISCIPLINA
CONCENTRAÇÃO E DIAGRAMAS



Fernando Antunes Gaspar Pita
Coimbra
2004

ÍNDICE

1. Conceitos Gerais …….. 1
1.1. Introdução 1
1.2. Processos gerais de concentração 6
1.3. A libertação e a concentração 7
1.3.1. Calibre de aplicabilidade eficiente dos processos de concentração 7
1.3.2. As partículas mistas perante o processo de concentração 9
1.3.3. O tratamento dos mistos consoante o seu tipo 9
1.4. Obtenção de concentrado e de estéreis finais 13
2. Concentração Gravítica 18
2.1. Introdução 18
2.2. Processos gravíticos consoante a densidade do meio de separação 20
2.3. Processos de concentração gravítica 20
3. Concentração em Meios Densos …..... 22
3.1. Introdução 22
3.2. Tipos de meios densos ……..... 23
3.3. Características dos principais sólidos utilizados nas suspensões..... 25
3.4. Princípios da separação em meios densos 28
3.5. Aplicações da separação em meios densos ……..... 29
3.6. Operações e circuitos de tratamento em meios densos ……..... 30
3.7. Principais equipamentos de separação em meios densos 31
3.7.1. Separadores de gravidade ……. 31
3.7.2. Separadores centrífugos ……..……..…… 35
3.8.Circuito típico de separação em meio denso ……..... 39
3.9. Controle e avaliação das operações em separação em meio denso 40
4. Concentração Hidrogravítica em Leitos Pulsáteis – Jiagagem - 43
4.1. Introdução 43
4.2. Separação operada na jigagem ……..... 45
4.3. Factores influentes na jigagem ……..... 46
4.4. Principais tipos de jigas ……..... 49
5. Concentração Hidrogravítica em Leitos Semi-Estacionários e Meios Fluentes 52
5.1. Princípios gerais..... 52
5.1.1. Separação em leitos semi-estacionários oscilatórios 53
5.1.2. Separação em leitos semi-estacionários vibrantes 53
5.1.3. Separação em meios fluentes ……..... 54
5.2. Aparelhos de concentração em leitos oscilatórios 55
5.3. Aparelhos de concentração em leitos vibrantes …..... 59
5.3.1. Caleira ……..... 60
5.3.2. Canais “Rheolavadores” 61
5.3.3. Espirais de Humphrey 62
5.3.4. Concentrador Reichert 63
5.3.5. Hidrociclone 65
5.3.6. Concentrador Centrífugo 65

5.4. Aparelhos de concentração em meio fluentes ……..... 66
5.4.1. Mesas rectangulares (dormentes) 66
5.4.2. Mesas redondas ……..... 67
5.5. Concentração gravítica a seco ..…… 68
5.6. Alguns diagramas de concentração gravítica…….. 69
6. Concentração Magnética 73
6.1. Introdução ……..... 73
6.2. Fundamentos teóricos ……..... 74
6.3. Partículas minerais submetidas à acção de um campo magnético 75
6.4. Permeabilidade e susceptibilidade magnética dos minerais 78
6.5. Calibres limites nas separações magnéticas ……..... 80
6.6. Atracção entre partículas magnetizadas ……..... 82
6.7. Tipos de separadores magnéticos 83
6.7.1. Separadores de baixo campo via seca 85
6.7.2. Separadores de baixo campo via húmida 85
6.7.3. Separadores de alto campo via seca …..... 87
6.7.4. Separadores de alto campo via húmida 90
6.7.5. Outros separadores ……..... 91
6.8. Controlo operacional ……..... 91
6.9. Aplicações práticas ……..…… 92
7. Concentração Electrostática 95
7.1. Introdução ……..... 95
7.2. Propriedades eléctricas dos minerais ……..... 97
7.3. Electrização de partículas minerais ……..... 98
7.3.1. Electrização por indução ou influência de um campo eléctrico ……..... 99
7.3.2. Electrização por contacto ou transferência de cargas ……..... 100
7.3.3. Electrização por bombardeamento iónico ou efeito corona ……..... 100
7.4. Tipos de separadores electrostáticos 102
7.4.1. Separadores electrostáticos de tipo electrostáticos 103
7.4.2. Separadores electrodinâmicos ……..... 105
7.5. Factores condicionante da separação electrostática 106
7.6. Aplicações da separação electrostática 108
8. Flutuação 110
8.1. Introdução 110
8.2. Descrição do processo 112
8.3. Flutuação verdadeira e flutuação falsa (arrastamento) 112
8.4. Tipo de reagentes 114
8.4.1.Colectores 115
8.4.2. Depressores (inibidores) 119
8.4.3. Activadores 119
8.4.4. Reguladores de pH 120
8.4.5. Modificadores 120
8.4.6. Espumantes 121

8.5. Tempo de contacto e tempo de ligação 122
8.6. Grau de agitação 125
8.7. Taxa de aeração 127
8.8. Aparelhos de flutuação. Célula e coluna 129
8.9. Ponto de adição do ar na coluna 133
8.10. Coluna. Água de lavagem e seu ponto de adição 134
8.11. Influência do calibre das partículas na flutuação. As partículas finas 135
8.11.1. Introdução 135
8.11.2. Recuperação versus calibre das partículas 137
8.11.3. Características das partículas finas 138
8.11.4. Flutuabilidade e hidrofobicidade versus calibre das partículas 139
8.11.5. Influência do calibre das partículas em cada subprocesso da flutuação 141
8.11.5.1. Introdução e preparação da alimentação 142
8.11.5.2. Ligação das partículas às bolhas 145
8.11.5.3. Transporte das partículas entre a polpa e a espuma. Grau de arrastamento e selectividade da flutuação versus calibre das partículas 151
8.11.5.4. Comportamento das partículas na espuma 155
8.11.6. Métodos tendentes a melhorar a flutuação das partículas finas 156
8.11.6.1. Adição de óleos neutros 156
8.11.6.2. Ultraflutuação ou flutuação por carreadores 156
8.11.6.3. Flutuação por flocos 157
8.11.6.4. Redução do tamanho das bolhas 157
8.11.6.5. Flutuação separada das partículas ultrafinas 158
8.11.6.6. Adição do colector antes da moagem 158
8.11.6.7. Adição de colectores fortes 158
8.11.6.8. Utilização de vácuo ou de ultrassons 158
8.11.6.8. Coluna de flutuação 159
8.12. Estabilidade dos agregados partículas-bolhas 161
8.13. A espuma 164
8.13.1. Espuma e sua dependência do aparelho de flutuação (célula e coluna) 165
8.13.2. Factores influentes na estabilidade da espuma 166
8.13.2.1. Tipo e concentração de espumante 166
8.13.2.2. Calibre e grau de hidrofobicidade das partículas 169
8.14. Influência da estabilidade e da altura da espuma na flutuação 172
8.15. Quantificação da contribuição do arrastamento e da flutuação verdadeira 180
8.15.1. Método de Trahar 180
8.15.2. Método de Warren 181
8.15.3. Método de Ross 182
8.15.4. Método Pita 183
8.15.5. Discussão dos 4 métodos 186
8.16. Circuitos de flutuação 188
8.17. Considerações finais 190
Bibliografia 192

1 – CONCEITOS GERAIS

1.1 - Introdução

De um modo geral, os minérios tal como são extraídos das suas jazidas, não são imediatamente utilizáveis ou tratáveis metalurgicamente. A grande maioria das espécies minerais que os constituem não possuem valor comercial, formando as chamadas espécies minerais gangas, ligando-se a elas, em proporções variáveis, os minerais úteis que conferem valor e utilidade ao minério. No conjunto das operações de tratamento de minérios, são as operações de concentração que na maioria das vezes fazem a separação entre as espécies minerais úteis e as inúteis ou gangas, ou mesmo a separação entre si de várias espécies minerais úteis. Desta separação resulta a obtenção de dois produtos: o concentrado – produto enriquecido em substância mineral útil; e o estéril – produto empobrecido em substância mineral útil, que é rejeitado.

O termo concentração pode assim significar a remoção da maior parte da ganga presente em grande proporção no minério. O termo purificação, por vezes também utilizado, consiste em remover do minério ou do pré-concentrado os minerais contaminantes que ocorrem em pequena proporção.

As operações de concentração – separação selectiva de minerais – baseiam-se nas diferenças de propriedades entre o mineral útil e os minerais de ganga. Entre estas propriedades destacam-se: peso específico (ou densidade), susceptibilidade magnética, condutividade eléctrica, propriedades de química de superfície, cor, radioactividade, forma. Por vezes é também necessário a separação selectiva entre dois ou mais minerais úteis.

Para um minério ser concentrado, é necessário que os minerais estejam fisicamente libertos, pois caso contrário e com excepção de processos hidrometalúrgicos, é impossível separar os vários minerais que os constituem. Isto implica que uma partícula deve corresponder, idealmente, a uma única espécie mineral. Para se obter a libertação dos minerais, o minério é submetido a operações de redução do tamanho (operação de fragmentação), que pode variar de alguns centímetros a algumas micras. Como as operações de fragmentação são caras, deve-se fragmentar apenas o estritamente necessário para a operação de concentração. Para evitar fragmentações excessivas, faz-se uso de operações de separação por tamanhos (crivagem e hidroclassificação) nos circuitos de fragmentação. Após o minério ter sido submetido à redução de tamanhos, promovendo-se a libertação dos seus minerais, estes podem ser submetidos à operação de separação das espécies minerais, obtendo-se, assim, um concentrado e um estéril (rejeitado).

Na maioria das vezes as operações de concentração são realizadas via húmido. Assim, é necessário eliminar parte da água do concentrado. Estas operações compreendem o desaguamento (espessamento e filtragem) e a secagem. Na figura 1.1 representa-se um fluxograma típico de tratamento de minérios, as operações unitárias são as seguintes:

- Fragmentação (cominuição): britagem e moagem;
- Crivagem (separação por tamanhos) e classificação por equivalência;
- Concentração gravítica, magnética, electroestática, flutuação, lixiviação;
- Desaguamento: espessamento e filtragem;

- Secagem: secador rotativo, spray dryer, secador de leito fluidizado;
- Deposição do rejeitado

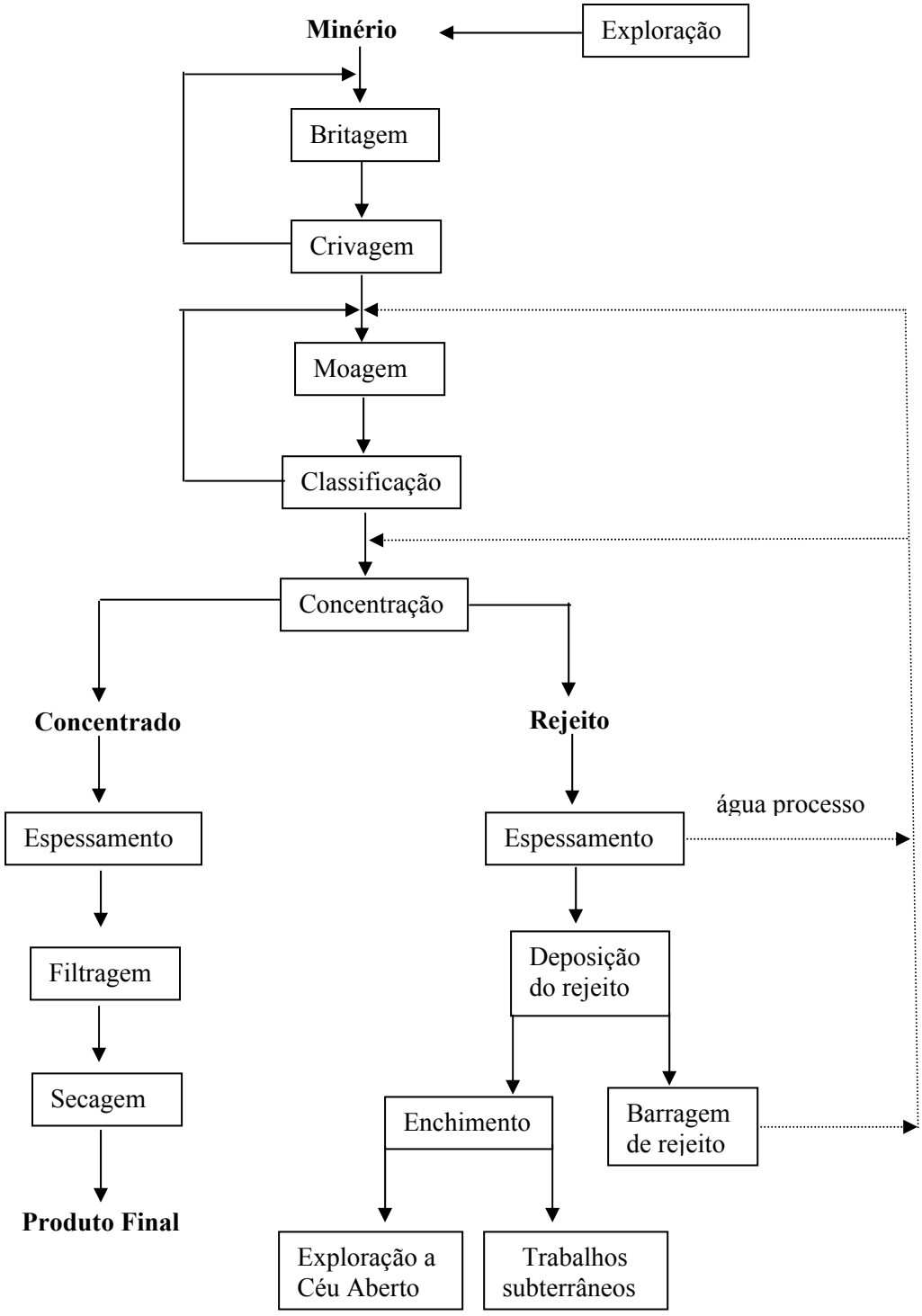


Figura 1.1 - Fluxograma típico de tratamento de minérios.

Industrialmente é impossível realizar separações perfeitas e completas, isto é, separações que levem à obtenção de um concentrado constituído exclusivamente por substância mineral útil e um estéril constituído exclusivamente por ganga. Isto significa que o estéril contém sempre alguma substância mineral útil e que o concentrado contém sempre alguma ganga. É impossível, na prática, obter uma separação completa dos constituintes minerais.
O tratamento de minérios, apesar de ser essencialmente técnico nas suas aplicações práticas, não pode desprezar o conceito económico.
O tratamento de minérios, como qualquer outra actividade industrial, está direccionado para o lucro. Há porém um conceito social que não pode ser desprezado, como por exemplo o princípio da conservação dos recursos minerais, por se tratar de bens não renováveis. As reservas minerais conhecidas são limitadas e não se deve permitir o seu aproveitamento predatório, pois o maior lucro obtido, no menor prazo possível, dificilmente estará subordinado aos interesses sociais. Em contraposição à agricultura, diz-se que "o minério só dá uma safra".
Embora um minério não possa ser comercializado sem ser tratado, a operação de tratamento não estará justificada se o produto final não tiver um preço de venda maior que todos os custos inerentes à sua produção. Estes custos compreendem os custos de exploração, tratamento, transporte, assim como os custos relacionados com os regulamentos de controlo ambiental.
Sabe-se, como regra geral que, quanto maiores são os teores dos concentrados maiores são as perdas, ou seja, mais baixas são as recuperações. Como a obtenção de teores mais altos e melhores recuperações normalmente implica um aumento do custo de tratamento, para a obtenção de maiores lucros esses itens devem ser devidamente considerados. Deve-se ter presente que os custos decorrentes de uma etapa adicional de tratamento de um dado minério não deve exceder o benefício daí decorrente.

Pode dizer-se que o objectivo das operações de concentração de minérios consiste em transformar, remuneradoramente, o minério em bruto explorado, com o peso $\boldsymbol{A}$ e o teor $\boldsymbol{a}$, num produto imediatamente utilizável ou tratável metalurgicamente (concentrado) de peso $\boldsymbol{C}$ e teor $\boldsymbol{c}$, rejeitando-se um produto empobrecido em substância mineral útil e tido já sem valor (estéril) de peso $\boldsymbol{E}$ e teor $\boldsymbol{e}$; sendo $\boldsymbol{c} > \boldsymbol{a} > \boldsymbol{e}$. De acordo coma lei da conservação da matéria, podem escrever-se as seguintes expressões de balanço de massa:

$$A = C + E \qquad (1.1)$$

$$A \times a = C \times c + E \times e \qquad (1.2)$$

Multiplicando a equação (1.1) por $\boldsymbol{e}$ e eliminando $\boldsymbol{E}$ naquelas duas expressões, tem-se:

$$A = C\frac{c-e}{a-e} \quad \text{ou} \quad C = A\frac{a-e}{c-e} \qquad (1.3)$$

Multiplicando a equação (1.1) por $\boldsymbol{c}$ e eliminando $\boldsymbol{C}$ nas expressões (1.1) e (1.2), tem-se:

$$A = E\frac{c-e}{c-a} \quad \text{ou} \quad E = A\frac{c-a}{c-e} \tag{1.4}$$

Multiplicando a equação (1.1) por ***a*** e eliminando ***A*** nas expressões (1.1) e (1.2), tem-se:

$$C = E\frac{a-e}{c-e} \quad \text{ou} \quad E = C\frac{c-a}{a-e} \tag{1.5}$$

A relação entre o peso do concentrado (*C*) e o peso da alimentação (*A*) designa-se por rendimento em peso (R_p). Representa o peso do concentrado obtido por unidade de peso de minério tratado. Exprime-se frequentemente em percentagem.

$$R_p = \frac{C}{A} = \frac{a-e}{c-e} \tag{1.6}$$

Se o rendimento em peso de um dado tratamento é de 15%, isso significa que se obtém 150 kg de concentrado pelo tratamento de uma tonelada de minério.
Ao inverso do rendimento em peso chama-se relação de concentração ou taxa de concentração, e traduz o número de unidades de peso de minério que é necessário tratar para se obter uma unidade de peso de concentrado:

$$R = \frac{1}{R_p} = \frac{A}{C} = \frac{c-e}{a-e} \tag{1.7}$$

Os valores práticos da relação de concentração são muito maiores quando se trata minérios metalíferos do que carvões (passa-se o inverso com o rendimento em peso), pois no primeiro caso as gangas a rejeitar estão presentes em muito maior quantidade do que nos carvões.
O rendimento em peso analisado isoladamente não permite avaliar a qualidade do concentrado e do estéril, perdendo mesmo o seu significado quando se produzem mais que um concentrado. O seu conhecimento é no entanto de grande interesse quando considerado conjuntamente com os teores ou com a recuperação.
A relação entre o peso de substância mineral útil no concentrado ($C \times c$) e o peso de substância mineral útil na alimentação ($A \times a$) designa-se por recuperação ou rendimento industrial (*Ri*) ou ainda por rendimento metal. Constitui um importante índice de apreciação relativamente ao modo como está a ser feito o aproveitamento da substância mineral útil.

$$R_i = \frac{C \times c}{A \times a} = R_p \times \frac{c}{a} = \frac{c}{a} \times \frac{a-e}{c-e} \tag{1.8}$$

Assim, a recuperação, o rendimento em peso e o teor constituem os parâmetros que permitem exprimir os resultados do tratamento. Pode dizer-se que no tratamento de minérios de ferro e no tratamento de carvões o rendimento em peso e o teor são frequentemente mais importantes

do que a recuperação. Já nos minérios metalíferos não ferrosos, a recuperação e o teor são mais importantes do que o rendimento em peso.

Porém, quando se tem de proceder à comparação entre várias operações de concentração ou escolher entre vários processos de concentração, e se os teores dos concentrados como a recuperação e o rendimento em peso assumirem valores diferentes, este julgamento torna-se difícil. Neste caso é necessário uma análise conjunta daqueles três parâmetros para se avaliar a eficiência do tratamento.

Se num sistema de eixos ortogonais se marcar em ordenadas os rendimentos em peso expressos em percentagem e em abcissas, também em percentagem, o teor dos produtos, obtém-se uma representação gráfica (figura 1.2), designada por curva de concentração ou de lavabilidade, particularmente utilizada em carvões. A Figura 1.2a) traduz uma operação de concentração ideal ou teoricamente perfeita, pois não há perdas de mineral útil, todo ele é recuperado. A Figura 1.2b) representa uma operação de concentração tipo industrial, obtendo-se um concentrado e um estéril contendo também alguma substância mineral útil.

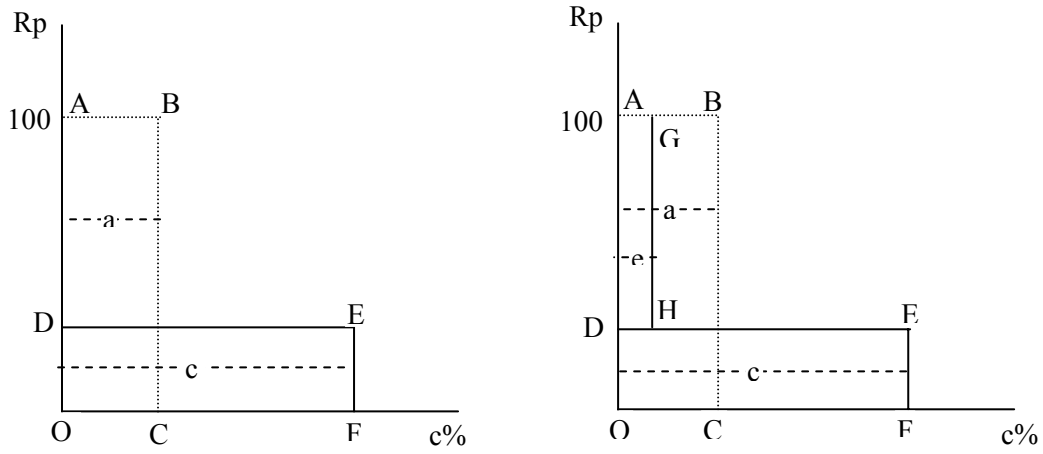


Figura 1.2a) Figura 1.2b)

Figura 1.2 – Rendimento em peso versus teor concentrado

Supondo que o minério a tratar tem o teor ***a*** em substância mineral útil, a quantidade total desta é de dada nas figuras 1.2a) e 1.2b) pelas áreas dos rectângulos ABCO.

Se este minério for sujeito a uma operação ideal, a área daquele rectângulo será igual à do rectângulo DEFO, sendo ***c*** máximo (concentrado constituído apenas por substância mineral útil), ***e=0*** (perdas nulas em substância mineral útil).

Numa concentração industrial, uma vez que a recuperação não é de 100% e o concentrado não é puro (não se verifica ***e=0*** e ***c=máx***.),a área do rectângulo ABCO será igual à soma das áreas dos rectângulos DEFO e AGHD que representam, respectivamente, o conteúdo em substância mineral útil no concentrado (de teor ***c*** e ***Rp***) e no estéril (de teor ***e*** sob o rendimento em peso ***1-Rp***).

Pela análise das anteriores representações gráficas das operações de concentração conclui-se que para uma mesma alimentação de teor ***a***, são incompatíveis a obtenção de elevados teores do concentrado (***c***) e elevados rendimentos em peso (***Rp***). Isto permite dizer que será impossível obter uma elevada recuperação simultaneamente com a obtenção de concentrados de elevado teor, pois nas separações o teor deste aumenta com o dos estéreis. Como regra geral, quanto maior for o teor dos concentrados maiores são as perdas, ou seja, mais baixas são as recuperações.
Assim, as separações efectuadas poderão conduzir a diferentes graus de enriquecimento, com a respectiva produção de concentrados de teor mais ou menos elevado e de estéreis correspondentes menos ou mais enriquecidos em substância mineral útil, havendo necessidade de em qualquer operação de concentração conciliar estes antagonismos para que dela se tire o maior lucro.

1.2 - Processos Gerais de Concentração

A separação entre espécies minerais (concentração) é conseguida tomando por base as propriedades que as distinguem ou diferenciam (propriedades diferenciais). Assim, a selecção do método de concentração depende da natureza do minério e das propriedades dos minerais a separar (e da diferença dessa propriedades). Os resultados das operações de concentração serão tanto melhores quanto mais vincadas forem as diferenças nas propriedades escolhidas para servirem de base à separação. Consoante a propriedade diferencial escolhida para servir de base à separação, resulta um processo de concentração que será de natureza física, físico-química ou química, conforme se representa na tabela 1.1.

Tabela 1.1 – Processos gerais de concentração

Processos Gerais de Concentração			**Propriedades diferenciais**
Processos Físicos	Gravíticos	Meios densos Hidrogravíticos Pneumáticos	Densidade
	Electro-magnéticos	Magnético Electroestáticos	Permeabilidade Condutibilidade
	Processos vários	Escolha manual Calibragem Atrito Radiométrico Fotométrico Calorífico	Cor, brilho Calibre e forma Atrito e forma Radiações β e γ Cor, reflexão luz Coef. dilatação
Processos Físico-Químicos	Processos por adesão	Flutuação Amalgamação Gorduroso	Adesão ao ar e água Adesão ao mercúrio Adesão a gorduras
Processos Químicos	Hidrometalurgia	de extracção directa de extracção indirecta	Dissolução em soluções

Uma larga gama de processos e equipamentos pode ser utilizada na concentração. A escolha manual e a concentração gravítica foram utilizadas durante muitos séculos. Em finais do século XIX surgiram os métodos de separação magnética e electrostática, que permitiram aumentar a eficiência da separação. Porém, foi com o aparecimento do processo de flutuação nas primeiras décadas do século XX, que ocorre uma acentuada melhoria tecnológica no processo de concentração, permitindo o tratamento de minério de fino calibre e de baixo teor, com a obtenção de elevadas recuperações e concentrados de elevado teor.
Da análise da tabela 1.1 ressalta a existência de um maior número de processos físicos de concentração relativamente aos restantes, resultado daqueles apresentarem geralmente menores custos. Todavia isto não significa que estes sejam o processo de separação mais utilizado. De facto, mundialmente o processo mais utilizado é a flutuação, resultado do fino tamanho das partículas a tratar.
Por razões de custos, a que todos os processos industriais devem obedecer, nos processos físico-químicos e químicos tenta-se utilizar pequenas doses de reagentes químicos (flutuação) ou de soluções químicas diluídas (hidrometalurgia-lixiviação). A água, o ar e a temperatura ambiente normais são, ainda, pela mesma razão, os meios e as condições operatórias geralmente utilizadas.
De modo a tornar economicamente possível o aproveitamento de minérios pobres exige-se a todos os processos de concentração que sejam económicos, eficientes (recuperações elevadas) e adaptáveis ao tratamento de grandes capacidades (custos unitários mais baixos).

1.3 - A libertação e a concentração

Nos minérios, com excepção dos correspondentes a depósitos aluvionares desagregados, as espécies minerais úteis e as gangas encontram-se aglutinadas, sendo pois impossível efectuar a sua separação sem as libertar umas das outras. Essa libertação faz-se por operações de fragmentação, obtendo-se, consoante a redução operada, partículas livres e partículas mistas.
O grau de libertação depende do grau de fragmentação realizado, do calibre de ocorrência no minério da substância mineral útil e depende da sua abundância relativa. A menos que se verifique preferencialidade na fracturação, para se promover a libertação duma espécie mineral é necessário levar a fragmentação a calibre inferior ao da sua ocorrência no minério. O mineral útil só se liberta a calibre inferior ao da sua ocorrência e o mais abundante a calibre maiores que o da espécie mineral menos abundante.

1.3.1 -Calibre de aplicabilidade eficiente dos processos de concentração

O calibre das partículas sobre os quais terão de processar-se as separações tem uma grande influência na escolha do processo de concentração a aplicar. Todos os processos de concentração, embora com variantes que lhes permitem adaptações, têm de operar dentro de uma determinada gama de calibres, fora da qual a sua eficiência diminui, ou pode ser nula. Pode assim dizer-se que cada processo de concentração, ou cada aparelho em que esta se

realiza, exige um determinado calibre médio do produto a tratar para que se possam obter os melhores resultados metalúrgicos.

Na tabela 1.2 representa-se o campo de aplicação dos diferentes processos de concentração e suas variantes principais consoante os calibres.

Da análise desta tabela ressalta que:

- Com excepção da lixiviação hidrometalúrgica por agitação, todos os restantes processos são ineficazes ou perdem eficiência na concentração de partículas ultrafinas;
- Dentro dos processos físico-químicos e físicos são a flutuação por espumas, os hidrogravíticos (mesas de lamas) e os magnéticos via húmida os que permitem tratar material mais fino;
- Os meios densos, a jigagem e separação magnética a seco sob baixa intensidade de campo são os processos que permitem separações sob calibres mais elevados.

Tabela 1.2 - Campo granulométrico de aplicação dos vários processos de concentração

		Calibres (micra)												
		5	10	20	40	80	100	200	400	800	1200	2000	4000	8000
Processos Gravíticos Via húmido	M.D. Cone Tambor											*****	*****	*****
	M.D. Ciclonagem								****	****	*****	*****	*****	***
	Jigas							***	****	****	*****	*****	*****	*****
	Mesas				**	****	****	****	****	****	*****	****	**	
	Espirais				****	****	****	****	****	****	******	*		
	Caleiras							****	****	****	****	****	****	
	Conc. Reichert				**	****	****	****	****	****	****	*		
	Conc Centrífugo				***	****	****	****	****	***				
	M. Lamas		*	****	****	****	***							
P. Gravit Via seco	Jiga								***	****	*****	****	*****	****
	Mesas					*****	****	****	***	****	****	******	**	
Magnéticos via húmido	Baixa Intensidade		**	****	****	****	****	****	****	****	*****	*****	**	
	Alta Intensidade			*****	*****	****	****	****	****	**				
Mag. seco	Baixa e alta Intens					*****	*****	****	****	****	*****	*****	*****	*****
Electrost	Pr Electroestático					*****	*****	****	****	****	*****	***		
Flutuação	Por espumas		*****	****	****	****	****	****	**					
	Em mesas							*****	****	****	*****	***		
Hidrometa-lúrgicos	Lixiviação com agitação	*****	****	****	****	****	****	**						
	Lixiviação sem agitação								***	****	*****	*****	*****	****

1.3.2 - As partículas mistas perante o processo de concentração

A existência de partículas mistas na alimentação de qualquer aparelho separador conduz à diminuição do teor em substância mineral útil no concentrado (concentrado mais pobre) e a um aumento daquele no estéril (estéril mais rico), pois elas distribuem-se nestes dois produtos finais, ou então em alguns aparelhos formam um produto inacabado intermédio (produto misto).

As espécies minerais numa partícula mista podem associar-se de vários modos, originando tipos com comportamentos diferentes perante os vários processos de concentração. Na figura 1.3 representam-se, de forma ampliada, diversos tipos de partículas mistas consoante a ocorrência do mineral útil e da ganga.

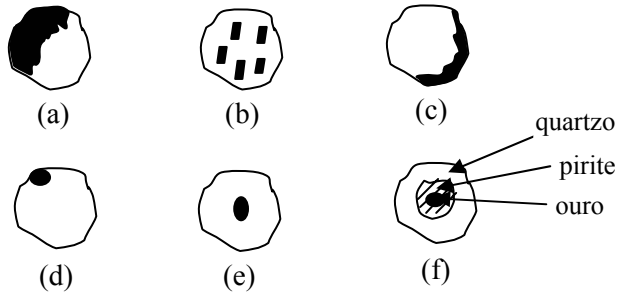


Figura 1.3- Diversos tipos de partículas mistas

Partículas do tipo (a), (c) e (d) responderão bem a tratamentos químicos de lixiviação, o que não sucederá com as partículas do tipo (b), (e) e (f). As partículas do tipo (a), (b) e (f) passarão aos concentrados ou aos mistos gravíticos, enquanto que as de tipo (d) e (e) se perderão nos estéreis. As partículas do tipo (a) e (c) poderão ser recuperadas no processo de flutuação, todas as outras saem no estéril. As partículas de tipo (a) e (c) poderão responder a atracções magnéticas. Assim, excepto para as partículas (a), (c) e (d) na lixiviação, será exigida a sua refragmentação se forem pretendidos concentrados de elevado teor ou estéreis empobrecidos.

1.3.3 - O tratamento dos mistos consoante o seu tipo

De um modo geral pode dizer-se que nas separações industriais, consoante o tipo de partículas e a regulação dos aparelhos concentradores, são obtidos três tipos de partículas (concentrados, mistos e estéreis), de teores gradativamente crescentes e dos quais apenas o primeiro e o último são produtos finais (Figura 1.4).

O tratamento do produto intermédio (misto) pode ser feito de diversos modos consoante o tipo de partículas que o constituem, que podem ser:

- Mistura de partículas livres de substância útil e gangas, denominam-se misto de misturas ou mistos falsos;
- Partículas duma espécie mineral diferente da útil e das gangas possuindo propriedade intermédia entre aquelas perante o processo de separação utilizado;

- Mistos formados por partículas onde se verifica insuficiente libertação entre a substância útil e as gangas, denominam-se de mistos verdadeiros.

O tratamento dos mistos falsos pode ser feito por recirculação em circuito fechado no mesmo aparelho concentrador (figura 1.4), ou pode ser enviado a outro aparelho. Assim, aumenta-se o seu tempo de permanência no aparelho de separação, aumento a probabilidade dele sair na zona do concentrado ou do estéril.
O seu retorno e mistura com a alimentação, em vez do seu tratamento em circuito aberto num outro aparelho, faz aumentar a quantidade de mistos em circulação, e se forem colhidos numa banda entre o concentrado e o estéril (caso das mesas) torna a separação destes mais efectiva.

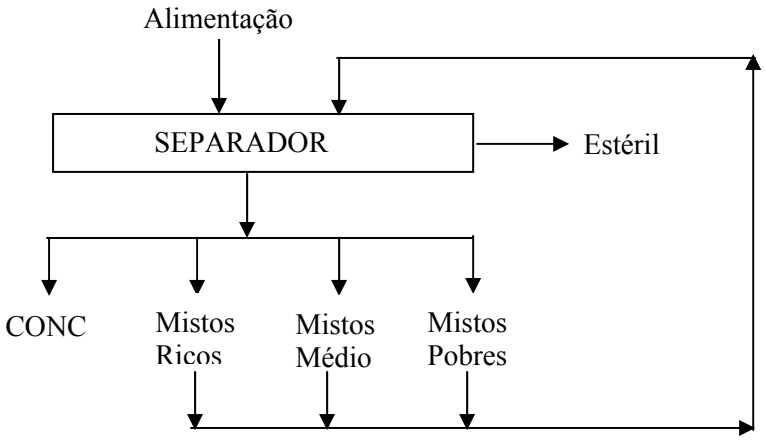


Figura 1.4 – Circuito dos mistos falsos

Os mistos duma espécie mineral diferente deverão ser tratados em circuito aberto, adoptando-se um processo de concentração diferente do anterior, baseado, portanto, numa outra propriedade diferencial.

Os mistos verdadeiros deverão ser refragmentados antes de serem submetidos a uma nova concentração e podem ser recirculados em circuito fechado no mesmo aparelho de concentração ou poderão ser tratados num outro separador melhor adaptado à sua separação (Figura 1.5).
Aparentemente poderia pensar-se que nas alimentações a submeter a concentração não deveriam existir mistos verdadeiros, devendo todos os minerais estarem libertos. Uma tal prática é condenável pois conduz a fragmentações desnecessárias da substância mineral útil e da ganga (superfragmentações), com elevados gastos nessa operação e à redução desnecessária dos minerais úteis, tornando menos selectiva e mais difícil a sua recuperação. Daqui resulta a seguinte prática na concentração de minérios: proceder à remoção do mineral útil do minério, separando-o das gangas à medida que delas se vai libertando na fragmentação. Isto significa que para se proceder a uma operação de separação não é necessário que a totalidade do mineral útil se encontre liberto, procedendo-se à sua separação

por estágios, nos quais será obtido um produto misto e um estéril ou um concentrado definitivo.

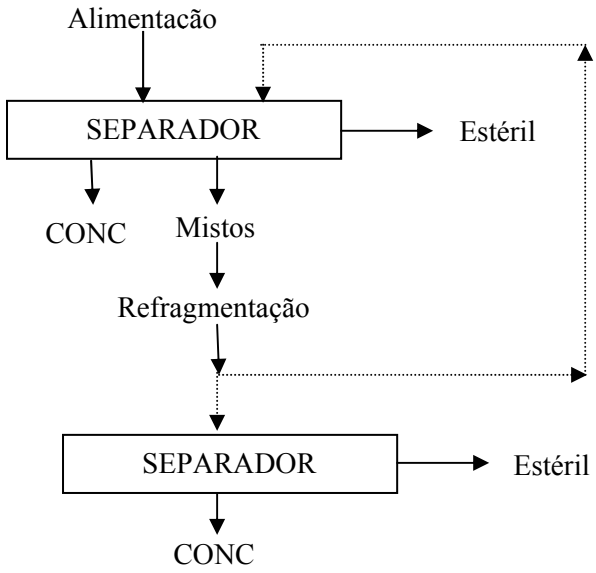


Figura 1.5 – Circuito dos mistos verdadeiros

A extracção do mineral útil (ou dos minerais úteis) do minério, deve fazer-se à medida que ele se vai libertando, evitando a sua superfragmentação, consoante o seu calibre de ocorrência e o processo de concentração, poderá ser feita dos seguintes modos:

- Por extracção directa e sucessiva de concentrados nos estágios de fragmentação, com o empobrecimento sucessivo da alimentação (figura 1.6).

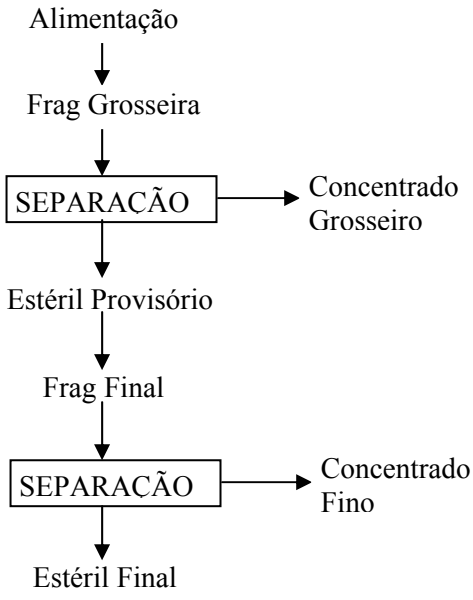


Figura 1.6 – Extracção directa

- Por extracção indirecta, ou seja, com o rejeito sucessivo de estéril nos estágios de fragmentação, portanto com o enriquecimento progressivo da alimentação (figura 1.7).

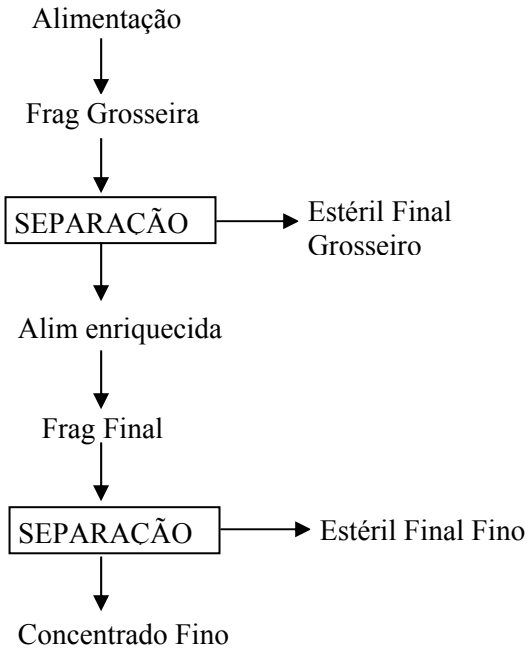


Figura 1.7 – Extracção indirecta

- Por extracção final, com refragmentação de produtos intermédios (concentrados provisórios, mistos, estéreis provisórios (figura 1.8).

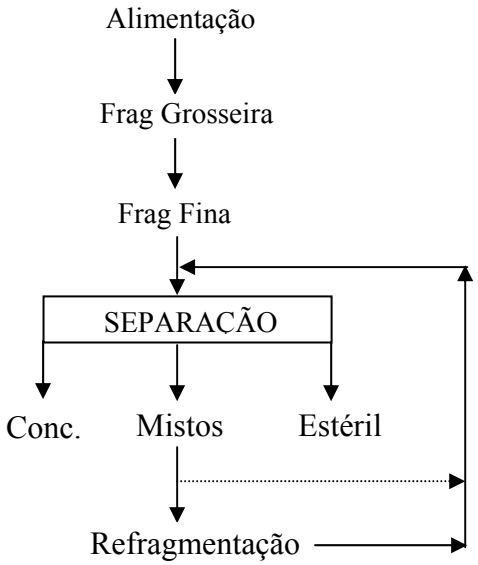


Figura 1.8 – Extracção final

Comparando os três métodos pode concluir-se que:

- A extracção directa interessa para minérios ricos (de elevado teor) e de ocorrência grosseira. Hoje este tipo de minérios são pouco frequentes, existindo fundamentalmente minérios de fina ocorrência e baixo teor.
- As extracções sucessivas de gangas interessa a minérios pobres e atende ao facto de, sendo aquela espécie mineral mais abundante, liberta-se a calibre maior que a menos abundante, podendo ser imediatamente rejeitada.
- A extracção final interessa a minérios de fina ocorrência, mas mesmo nestes a remoagem pode ser praticada sobre vários tipos de produtos inacabados e aqui designados genericamente por mistos.

1.4 - Obtenção de concentrados e de estéreis finais

O princípio geral de que um único estágio de concentração não permite obter simultaneamente concentrados ricos e estéreis pobres, leva a que as separações industriais se façam em vários estágios, com produção de produtos intermédios (genericamente denominados de mistos) a recircular em circuito fechado.
É a prática da associação em série de várias unidades concentradoras operando em contra-corrente (figura 1.9) na qual a recirculação em circuito fechado dos produtos intermédios não é mais que a sua aplicação a uma unidade concentradora (figura 1.10).

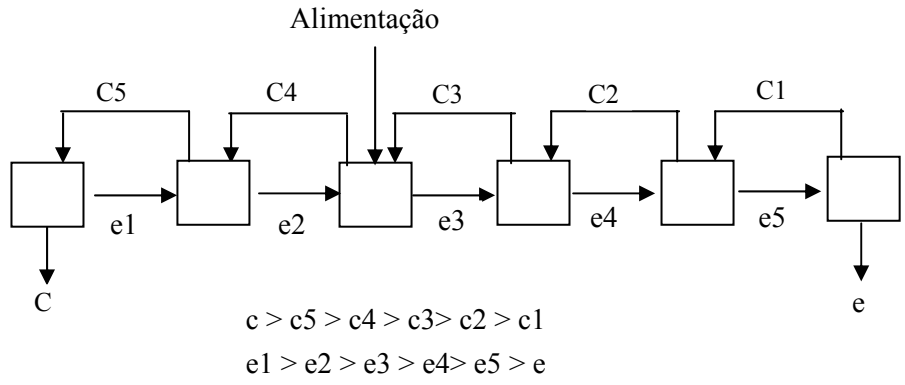


Figura 1.9 – Concentração em contra-corrente

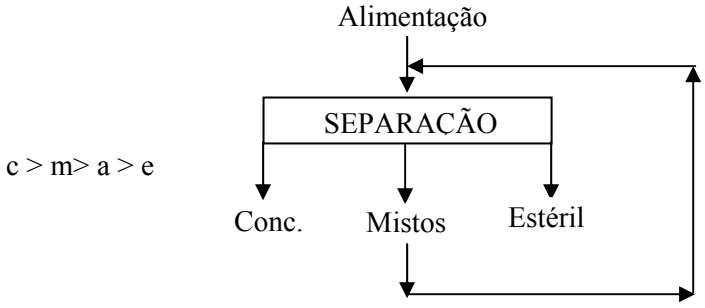


Figura 1.10 – Tratamento dos mistos numa unidade

Verifica-se que esta prática permite ir obtendo num sentido estéreis sucessivamente mais empobrecidos à custa de relavagem em série de estéreis anteriores e, em sentido contrário, ir obtendo concentrados cada vez mais enriquecidos também por relavagem em série de concentrados anteriores.
A prática de concentração em contra-corrente permite conjugar os seguintes princípios:

- Aumento do tempo de permanência ou de sujeição das partículas às acções de separação, com consequente aumento na eficiência da separação;
- Concentração em vários estágios, com produção de produtos intermédios não acabados a retratar;
- Produção em cada estágio de estéreis sucessivamente mais pobres, à custa de alimentações anteriores cada vez mais empobrecidas em substância útil e inversamente produção de concentrados cada vez mais enriquecidos, com o consequente aumento de recuperação e selectividade, por efeito da obtenção de estéreis finais suficientemente empobrecidos e de concentrados finais convenientemente enriquecidos.

As células ou unidades elementares de concentração geralmente associam-se em grupos de aparelhos, que consoante o tipo de produtos produzidos, se designam por (figura 1.11):

- Acabadoras ou de apuramento, quando fornecem concentrados finais;
- Desengrossadoras, quando recebem uma alimentação inicial e os concentrados finais ou os estéreis produzidos não são ainda produtos finais (geralmente fornecem um estéril final e o pré-concentrado a retratar);
- Reclamadoras, quando recebem uma alimentação desengrossada e os concentrados são demasiado pobres para alimentar os aparelhos de apuramento.

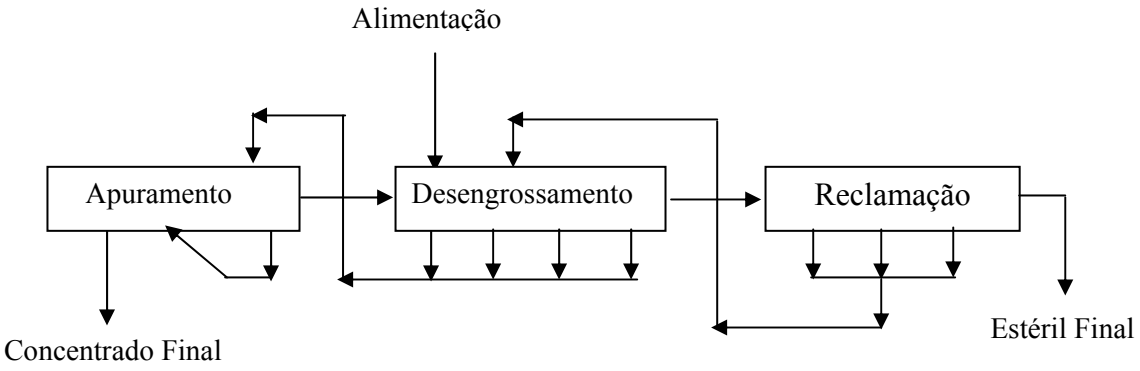


Figura 1.11 – Circuitos de concentração

Consoante a libertação operada na trituração final, poderão considerar-se os seguintes tipos de remoagens de produtos intermédios:

a) Moagem dos estéreis de apuramento em circuito próprio (figura 1.12);
b) Moagem dos concentrados de desengrossamento e de reclamação em circuito próprio (figura 1.13);
c) Moagem dos concentrados de reclamação em circuito próprio ou seu reenvio em circuito fechado à fragmentação final (figura 1.14).

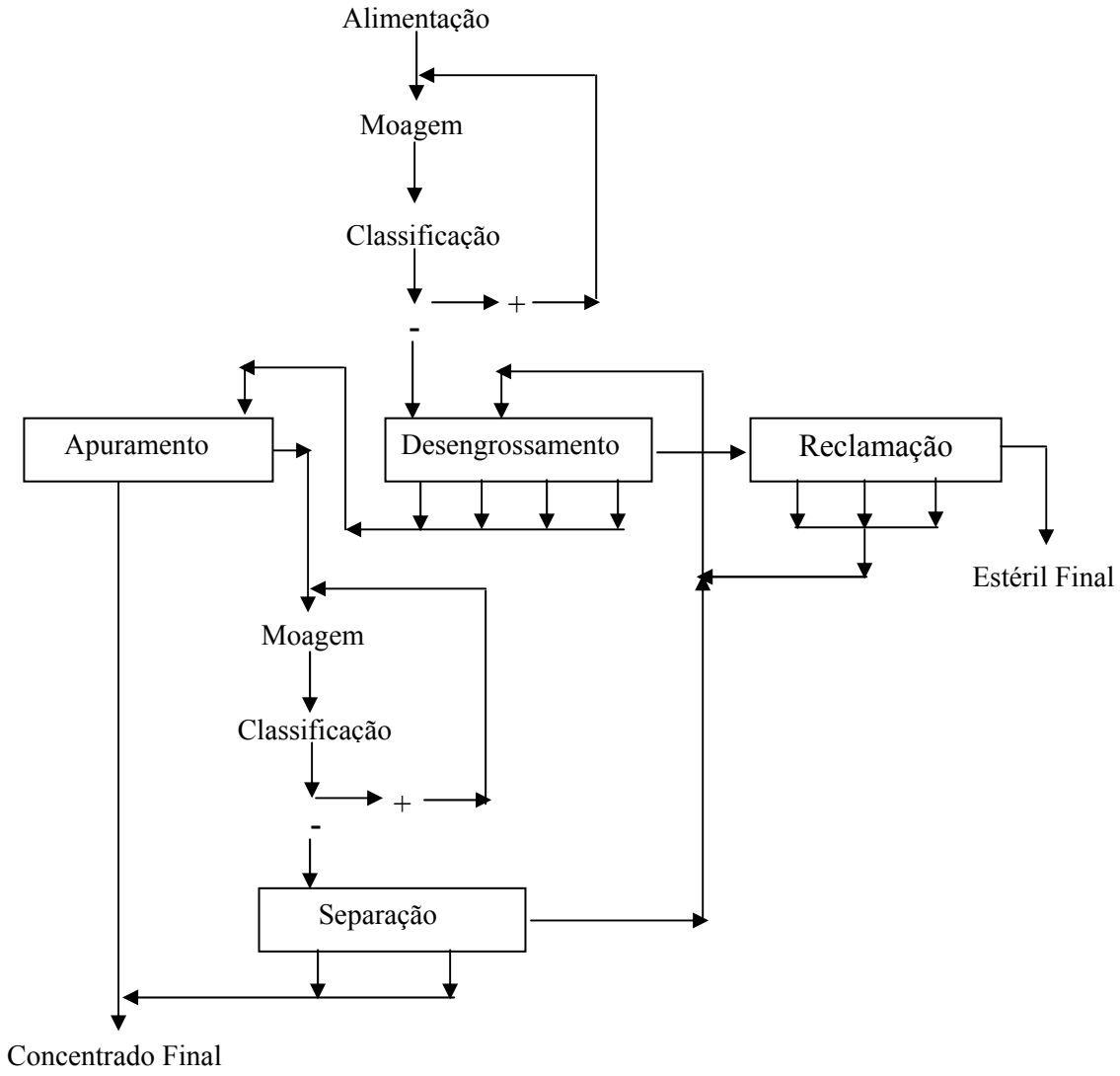


Figura 1.12 – Circuitos de concentração

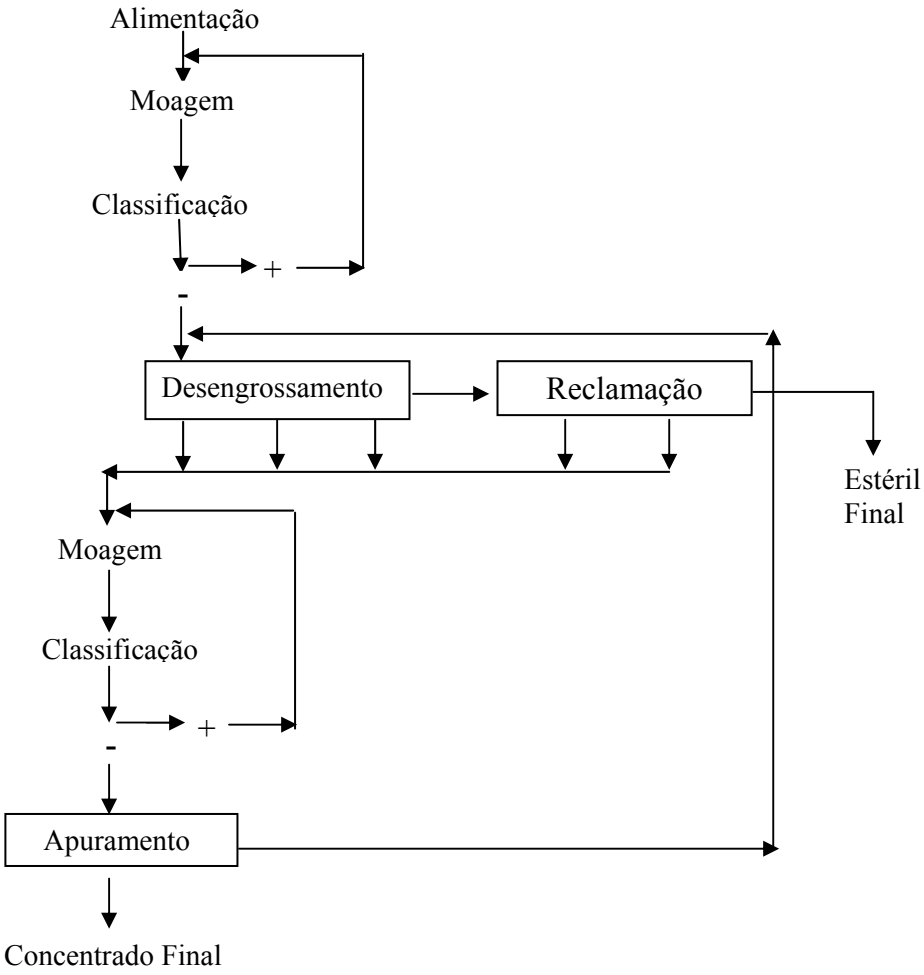


Figura 1.13 – Circuitos de concentração

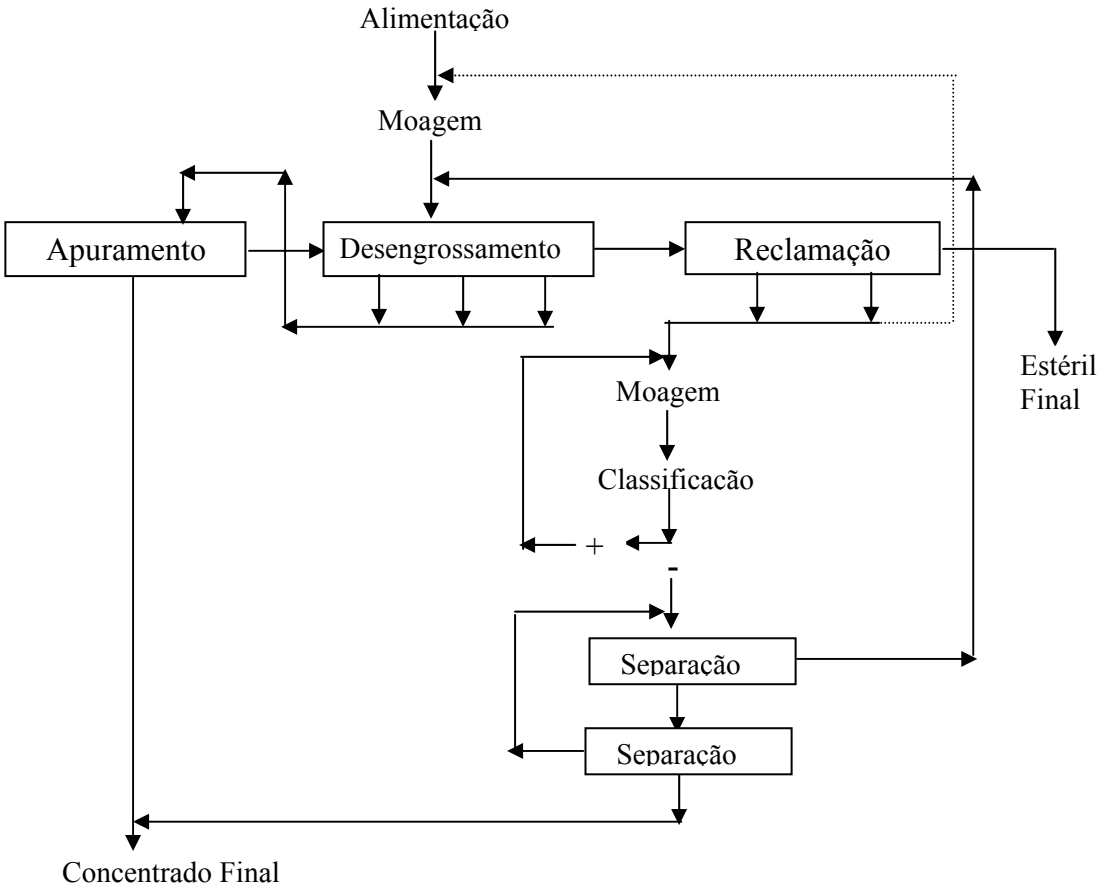


Figura 1.14 – Circuitos de concentração

2 - CONCENTRAÇÃO GRAVÍTICA

2.1 - Introdução

A concentração gravítica tem por objectivo a separação de minerais tendo por base as suas diferentes densidades. Assim, como condição primária para que este processo se torne eficientemente aplicável, será a existência de acentuada diferença de densidade entre as espécies minerais a separar. A separação densitária é obtida mediante a acção combinada da massa, do calibre e da forma das partículas minerais para obter condições de deslocamentos diferentes num fluido estático ou em movimento. As partículas são sujeitas à acção combinada de forças de gravidade ou forças centrífugas e de outras forças como a resistência à penetração ou ao movimento no meio do fluido de separação ou atrito entre as partículas.
É um dos métodos mais antigos de tratamento de minérios, tendo sido até ao início do século XX o principal método, perdendo desde então alguma da sua importância em detrimento do processo de flutuação. Isto resultou da maior selectividade deste processo no tratamento de partículas finas, embora seja um processo mais oneroso.
As separações gravíticas são tanto menos eficazes quanto menor é a diferença de densidade entre as espécies minerais a separar, dependendo ainda do calibre e do meio de separação. Quando as forças de atrito devidas à viscosidade do fluido preponderam sobre a força de gravidade (caso das partículas menores que 70 micra) os processos gravíticos de separação tornam-se ineficazes.
Uma partícula em queda livre num fluido (água por exemplo) é acelerada durante um certo tempo pela acção da força de gravidade, aumentando a sua velocidade até alcançar um valor máximo, velocidade terminal, que então permanece constante.
As leis de sedimentação permitem estabelecer um juízo de *aptidão à separação* (aptidão à lavagem) para partículas de calibre semelhante, mas de densidades diferentes e em meios de densidade diferentes. A razão de sedimentação num fluido de duas partículas esféricas de densidades d_1 e d_2, é expressa pela relação:

$$L = \frac{d_2 - \rho}{d_1 - \rho} \qquad (2.1)$$

em que d_2, d_1 e ρ representam, respectivamente, as densidade da espécie mineral mais densa, da mais leve e do meio de separação. Quanto maior for aquela relação (L) mais facilmente se separam as duas espécies minerais. Segundo aquele critério para valores de:

- $L > 2.5$ separação eficiente até 0.07mm;
- $2.5 > L > 1.75$ separação eficiente para calibres > 0.15mm;
- $1.75 > L > 1.5$ separação possível para calibres > 1.4mm, porém difícil;
- $1.5 > L > 1.25$ separação possível para calibres > 6mm, porém difícil;
- $L < 1.25$ separação não eficiente ou impossível.

Se as partículas a separar tiverem calibres diferentes e se l_1 for o calibre da espécie mineral menos densa (d_1) e l_2 o calibre da espécie mineral mais densa (d_2), para que a separação destas duas espécies minerais se torne possível é necessário que:

$$l_2 \times (d_2 - \rho) \geq l_1 \times (d_1 - \rho) \qquad (2.2)$$

significando que os grãos minerais a separar devem obedecer a uma relação de calibres, no limite igual ao valor da aptidão à lavagem:

$$\frac{l_1}{l_2} \leq \frac{d_2 - \rho}{d_1 - \rho} = L \qquad (2.3)$$

Isto é, exige-se uma classificação prévia do produto a separar, que será tanto mais cerrada quanto menor for a diferença de densidades das espécies minerais a separar e menor for a densidade do meio de separação. As expressões anteriores aplicam-se quando se considera o regime newtoniano, porém, sobretudo para partículas finas, pode vigorar o regime de Stokes e a expressão anterior é descrita por:

$$\frac{l_1}{l_2} \leq \left(\frac{d_2 - \rho}{d_1 - \rho}\right)^{0.5} \qquad (2.4)$$

Aquelas relações dão a relação de calibres requeridas para duas partículas, de diferentes densidade, apresentarem a mesma velocidade de queda. Por exemplo se em regime newtoniano se pretender separar volframite (d=7.5) de quartzo (d=2.7), num meio constituído por água (ρ=1), pode dizer-se que uma partícula de volframite de 1mm apresenta a mesma velocidade de queda de uma partícula de quartzo de 3.8mm. Já em regime de Stokes uma partícula de volframite de 1mm apresenta a mesma velocidade de queda de uma partícula de quartzo de 2mm.

Na prática isto significa que, para um determinado par de minerais, a sua separação em calibres grosseiros (regime Newton), pode ser alcançada em intervalos de calibres relativamente mais largos. Já para granulometria fina (regime Stokes), é necessário um maior estreitamento do intervalo de calibres para uma separação mais eficiente.

Se a queda das partículas for feita numa polpa de densidade superior à da água este sistema comporta-se como um líquido denso a relação anterior é diferente. Por exemplo se a densidade da polpa for de 1.5 (ρ=1.5) e se em regime newtoniano se pretender separar volframite (d=7.5) de quartzo (d=2.7), pode dizer-se que uma partícula de volframite de 1mm apresenta a mesma velocidade de queda de uma partícula de quartzo de 5mm. Esta relação é maior que na situação da queda das partículas em água.

Se se pretender separar volframite de quartzo e se o produto a tratar apresentar uma granulometria compreendida entre 0.5 mm e 15mm, pergunta-se qual a relação de crivagem a utilizar, ou seja, quantos lotes é necessário obter de modo a tornar possível a separação gravítica daqueles dois minerais. Utilizando a expressão (2.3), resulta:

$$\frac{l_1}{l_2} \leq \frac{7.5-1}{2.7-1} = 3.8 \qquad (2.5)$$

Isto significa que no caso limite, num dado lote a tratar, o calibre das partículas de quartzo poderão ser 3.8 vezes superiores às partículas de volframite. Assim, aquela alimentação terá de ser crivada de modo a obterem-se os seguintes lotes granulométricos: (0.5-1.9mm), (1.9-7.2mm) e > 7.2mm, que serão individualmente tratados.

A velocidade de queda das partículas depende da sua forma. Relativamente a uma partícula esférica uma partícula de forma achatada comporta-se como se tivesse uma densidade menor. Assim, para atender ao efeito de forma, a relação de crivagem deverá ser metade do valor da relação anteriormente calculada. Deste modo salvaguarda-se a possibilidade de se estar perante um par de minerais em que a espécie mais densa apresenta uma forma achatada e a espécie menos densa apresenta uma forma esférica.

2.2 - Processos gravíticos consoante a densidade do meio de separação

Os meios de separação podem possuir diversas densidades relativamente às das espécies minerais. Industrialmente e por razões técnico-económicas, apenas tem interesse os meios de densidade inferior às das espécies minerais e os meios de densidade intermédia entre a das espécies minerais a separar (meios em que a sua densidade é maior que a da espécie menos densa). Deste modo, surgem os dois seguintes métodos de separação gravítica:

Concentração gravítica $(d_2 > d_1 > \rho)$

Concentração em meios densos $(d_2 > \rho > d_1)$

Na concentração em meios densos (constituídos por finas suspensões de sólidos densos na água) a separação opera-se em virtude da espécie mineral mais densa afundar no meio de separação, enquanto que a espécie mais leve flutua, não se tornando necessário classificar a mistura mineral a separar.

Na concentração gravítica (hidrogravítica ou pneumática) o fluido de separação é a água ou o ar, exige uma classificação prévia da mistura mineral a separar.

2.3 - Processos de concentração gravítica

Consoante os meios de separação se deslocam ou não relativamente ao recipiente eles designam-se por fluentes, semi-estacionários e estacionários.

Os meios fluentes correspondem à água e ao ar animados de movimentos mais ou menos verticais ou horizontais. Nestes meios, o movimento do meio constituem as acções predominantes exercidas sobre as partículas e responsáveis pela separação.

Os meios estacionários são geralmente constituídos por suspensões de sólidos na água. Neles as acções responsáveis pela separação são a resistência oposta pelo meio à sua penetração.

Geralmente os meios utilizados nas separações gravíticas são os meios estacionários (suspensões de sólidos na concentração em meios densos); os semi-estacionários em leitos

pulsáteis (jigas), oscilatórios (mesas) e vibratórios; e a água como meio fluente em concentração hidrogravítica.
Na tabela 2.1 apresentam-se os processos gerais de concentração gravítica, os tipos de meios utilizados e as suas características gerais.
Cada método de concentração e cada aparelho apresenta geralmente um calibre óptimo de trabalho, fora do qual diminui a sua eficiência de separação. Assim, embora susceptíveis de regulação, ele está condicionado por limites a não ultrapassar sob pena de se diminuir a recuperação e a selectividade do processo.

Tabela 2.1 – Principal tipo de equipamento para concentração gravítica

Conc. Meios Densos	Meios estacionários	Suspensões de sólidos na água	Wemco	Vaso cónico
			Harding, Wenco	Tambor
			Vorsyl	Ciclone
			Dynawhirlpool	Ciclone
Conc hidrogravítica	Meios semi-estacionário	Leitos pulsáteis (Jigas)	Manuais	Crivo fixo
				Crivo móvel
			Mecânicas	Crivo fixo: Hartz, Denver, Pan American
				Crivo móvel: Hancock, Hardy-Smith
		Leitos oscilatórios	Manuais	Bateia, pan, placa
			Mecânicas (mesas)	"vanner"
				Deslizantes: Wilfley, Deister
				Oscilantes: Ferraris, James
		Leitos Vibratórios	Canais	Extracção descontínua: caleira, sluice
				Extracção continua: rheolavadores
			Espirais	Humphrey
			Conc. Reichert	
	Meios fluentes	Calibragem filmíca	Mesas fixas Mesa móvel	
Conc pneumática	Meio semi-estacionário	Leitos pulsáteis e oscilatórios	Jiga pneumática Mesa pneumática	

Na tabela 1.2 apresentaram-se os limites granulométricos de trabalho dos principais equipamentos utilizados na concentração gravítica. Os valores apresentados não são rígidos, sendo possível trabalhar numa gama mais larga através da regulação do aparelho. A gama de trabalho também depende do tipo de minério. Daquela tabela podem retirar-se as seguintes indicações:

- Os processos de concentração em meios densos permitem efectuar separações sob calibres maiores que os hidrogravíticos, mas estes podem aplicar-se a calibres mais finos;
- Dentro dos processos de separação em meios densos, os métodos centrífugos permitem tratar partículas mais finas;
- A separação hidrogravítica por jigagem aplica-se a calibres maiores que a separação em mesas.

3 - CONCENTRAÇÃO EM MEIOS DENSOS

3.1 - Introdução

A separação em meios densos e a concentração hidrogravítica baseiam-se na diferença de densidade dos minerais. A principal diferença entre estes dois processos reside no meio em que cada uma deles se desenrola, na concentração hidrogravítica, ele ocorre em água (ou ar), enquanto que na concentração em meios densos, a separação realiza-se em um meio com densidade superior à da água e compreendida entre as espécies minerais a separar. Para a criação desse meio denso pode utilizar-se líquidos orgânicos, soluções de sais inorgânicos ou suspensões de sólidos na água de densidade pré-determinada. Na indústria mineira são utilizados meios densos à base de suspensões de partículas finas de ferro-silício ou de magnetite. O meio denso utilizado deve apresentar uma densidade intermédia entre as das espécies minerais a separar de modo que os minerais de menor densidade flutuem e os minerais de maior densidade afundem (Figura 3.1). Esta metodologia constitui o processo mais simples de separar duas substâncias minerais com densidades diferentes.

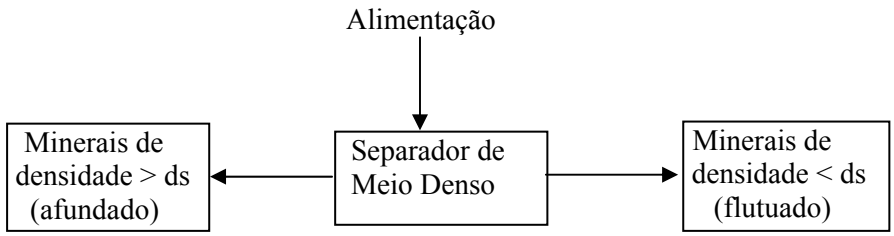

Alimentação
Minerais de densidade > ds (afundado)
Separador de Meio Denso
Minerais de densidade < ds (flutuado)
ds: densidade de separação

Figura 3.1 - Processo de separação em meio denso.

Tal processo pode ser exemplificado deitando uma mistura de areia e serradura num vaso contendo água: a areia afunda e a serradura flutua. Mas nas operações industriais não só os sólidos são introduzidos com uma certa velocidade de queda no meio denso separador, como este é dotado de certas correntes visando efeitos benéficos na separação, tendo influência nesta a densidade do meio e a sua viscosidade.

Comparativamente aos processos hidrogravíticos de separação, salientam-se como vantagens para os meios densos a possibilidade de operar separações entre espécies minerais cuja diferença de densidade é menor que a exigida para as concentrações hidrogravíticas (ex: jigagem, separação em mesas, espirais), e o poder realizar-se a calibres maiores que os permitidos nos processos hidrogravíticos.

Os minérios a que se torna recomendável o emprego dos processos de separação em meios densos são aqueles em que as espécies minerais úteis são de ocorrência média a muito grosseira, podendo separar minerais na gama de calibres entre 0.5mm e 300mm (caso dos carvões).

A separação em meios densos foi aplicada pela primeira vez em meados do século XIX a minérios de carvão. Não é de estranhar que esta metodologia de separação fosse aplicada em primeiro lugar a minério de carvão, pois para separar a ganga do carvão é exigida baixa densidade para o meio denso, flutuando nestes casos o carvão. Estes meios densos eram conseguidos através de mistura de areia e água.
Só em meados do século XX os meios densos começaram a ser utilizados na beneficiação de minérios metálicos, para os quais são exigidas densidades superiores a 2.7, portanto menos fáceis de conseguir. Primeiramente foi utilizada a galena sob fino calibre para preparação do meio denso. Porém, como era difícil recuperar a galena por flutuação, foi desenvolvida a utilização de magnetite e de ferro-silício na preparação do meio denso, pois apresentavam a vantagem de serem facilmente recuperados por separação magnética.

3.2 - Tipos de Meios Densos

As principais características que um meio denso ideal deve ter são: estabilidade da suspensão, não corrosivo, baixa viscosidade, não tóxico, passível de regenerar, fácil ajuste de densidade e baixo custo. Na separação de minerais, podem ser utilizados os seguintes tipos de meio denso:

- soluções aquosas de sais inorgânicos;
- líquidos orgânicos;
- fluidos paramagnéticos;
- suspensões de sólidos de fina granulometria em água.

Esta última constitui a principal prática industrial.

Soluções Aquosas de Sais Inorgânicos

Soluções de cloreto de cálcio ($CaCl_2$) com densidade 1.4 foram as primeiras soluções de sais inorgânicos a serem utilizadas na separação industrial de carvões. Apesar desses processos terem permitido a obtenção de produtos adequados ao mercado, os custos de operação inviabilizaram a sua utilização. Soluções de cloreto de zinco com densidade até 1.8 e de cloreto de sódio com densidade até 2.2 são usadas até hoje em laboratório para estudos de lavabilidade de carvões.

Fluidos Orgânicos

Houve uma tentativa de utilização de líquidos orgânicos (hidrocarbonetos halogenados), de maior densidade do que as soluções de sais inorgânicos, na separação de minerais. Os problemas de toxicidade e os altos custos operacionais inviabilizaram o processo.
Actualmente, os líquidos orgânicos são utilizados apenas em laboratório, na caracterização de matérias-primas minerais ou carbonosas. Estes líquidos densos devem ter uma densidade de modo que obrigue a afundar-se nele a substância mineral mais densa e a flutuar a substância mineral menos densa.
Por conveniente escolha do líquido denso, uma amostra formada por várias espécies minerais poderá ser dividida em lotes caracterizados pela densidade das espécies minerais que os constituem.

Os principais fluidos orgânicos utilizados são o tricloro-etano (d=1.33), o brometo de metileno (d=2.484), o tetrabrometano (d=2.964), o bromofórmio (d=2.89), o iodeto de metileno (d=3.325) e a solução de clerici (d=4.28). Estes fluidos são utilizados apenas em laboratório. Como geralmente se separa quartzo e feldspato, com densidade entre 2.5 e 2.7, de outros minerais de maior densidade, o bromofórmio, que custa metade do iodeto de metileno, é o fluído mais utilizado.
As densidades intermediárias às dos líquidos densos poderão ser obtidas mediante a adição de diluentes tais como: álcool etílico (d = 0,89) e o tetracloreto de carbono (d = 1,59).
Para que os líquidos densos pudessem ter emprego industrial como meio de separação exigia-se que além de poderem fornecer a densidade desejada, serem baratos, de fácil obtenção, líquidos à temperatura ambiente, de baixa viscosidade, não miscíveis com a água, quimicamente inertes, não tóxicos, de cheiro tolerável, não inflamáveis ou decomponíveis pela acção da luz ou do calor. Tais requisitos limitam muito o campo de aplicação industrial dos vários líquidos densos e justificam o não desenvolvimento deste processo. Nas primeiras décadas do século XX sob minérios de carvão utilizaram-se hidrocarbonetos clorados, líquidos de elevada densidade, obtendo-se excelentes separações. Porém, perdas elevadas de líquido denso, a sua toxicidade e o seu elevado custo, foram responsáveis pelo seu abandono.

Fluidos paramagnéticos

Em 1986 a Intermagnetics General Corporation-IGC patenteou nos Estados Unidos um equipamento denominado *Magstream,* destinado à separação de minerais ou partículas sólidas, baseado na diferença das suas densidades. Essa separação pode ser feita em descontínuo (300 g de amostra) ou à escala comercial de 250 kg/h, cobrindo um intervalo de densidade de 1,5 a 21,0.
Os minerais a serem separados são misturados com um fluido magnético e alimentados no *Magstream,* através de um tubo rotativo anular. Uma força magnética externa exerce uma atracção sobre o fluido que, combinada com a força centrífuga promove um gradiente de densidade radial que aumenta do centro para a periferia, permitindo a separação das partículas leves e pesadas.
Fluido paramagnético é uma suspensão coloidal, à base de água, não tóxico, contendo partículas de ferrite micronizada abaixo de 100Å e dispersas com lignosulfonato. Esse fluido funciona com uma densidade variável na presença de um campo magnético. A densidade do fluido magnético pode ser controlada, variando-se a intensidade do campo, a velocidade de rotação ou a concentração do fluido. Exceptuando-se o campo magnético, a operação no aparelho *Magstream* assemelha-se ao ciclone de meio denso.

Suspensões de Sólidos em Água

Suspensões são definidas como qualquer sistema heterogéneo, no qual os sólidos insolúveis são dispersos, mantendo as características de um líquido.
As dificuldades de utilização industrial dos líquidos e soluções pesadas na concentração de carvões levou a convergirem maiores atenções para a utilização das suspensões de finas partículas sólidas na água como meio de separação, possuindo propriedades similares aqueles neste campo de aplicações. As partículas finas aumentam a densidade aparente do meio, em

proporção com o peso das mesmas partículas presentes, aumentando a viscosidade com a concentração de sólidos. Mediante a conveniente escolha da fase sólida da suspensão, densidade, calibre e a sua concentração na água, poderá obter-se um meio denso de separação gravítica com a densidade, fluidez e estabilidades desejadas.
Para igual densidade da suspensão, um aumento do calibre das partículas promove a diminuição da viscosidade da polpa, mas exige maior agitação para que ela não sedimente. Assim, um meio denso formado por partículas grosseiras não será o indicado para nele se efectuarem separações. Elevada finura da fase sólida fornecem suspensões mais estáveis, que exigem menor agitação, mas dificultam e diminui a sua recuperação para posterior reutilização.
A densidade da fase sólida do médium deve ser superior à da espécie mineral a flutuar, já que a combinação sólidos-água na suspensão deve possuir densidade pelo menos igual à da espécie mineral a flutuar.
A densidade de uma suspensão é função da densidade do sólido utilizado e da quantidade de sólido utilizado. A densidade das suspensões pode ser calculada pela seguinte expressão:

$$d = \frac{D}{C + D \times (1 - C)} \qquad (3.1)$$

Em que d e D representam, respectivamente, a densidade do meio denso e a densidade do sólido e C representa a concentração (% em peso) do sólido na suspensão. Para C=70%, D deverá ser igual a 7 para se obter d=2.5. À medida que aumenta a concentração de sólidos, aumenta a densidade da suspensão. No entanto, existe um limite, do ponto de vista prático, porque se a viscosidade da suspensão atingir determinados limites, a fluidez do meio fica comprometida, inviabilizando a separação dos minerais do ponto de vista prático. O limite da concentração de sólidos das suspensões encontra-se entre 70 e 85% em peso.
Existem quatro classes de suspensão cobrindo intervalos de densidades da suspensão, relacionadas com os minerais de interesse a separar:

- densidades de 1.3 a 1.9, restritas praticamente ao tratamento de carvão;
- densidades de 2.7 a 2.9 muito comum na pré-concentração de minerais metálicos;
- densidades de 2.9 a 3.6, utilizadas para minérios especiais e mais particularmente na recuperação de diamantes;
- densidades acima de 3.6, raramente usadas.

3.3 - Características dos Principais Sólidos Utilizados nas Suspensões

Os principais sólidos utilizados têm sido areia, argila, barite, magnetite, galena e ferro-silício, dos quais os quatro primeiros na concentração de carvões e os dois últimos na separação de minerais que exigem suspensões dotadas de densidades mais elevadas (minérios metálicos).
As características que geralmente se controlam num meio denso são a sua densidade e a sua consistência. A primeira pode ser controlada através da adição de meio denso. A consistência

é função da velocidade de assentamento das partículas que formam o meio. O meio é geralmente constituído por finas partículas sólidas e por contaminantes argilosos e água. A argila actua como agente estabilizador, pois as partículas sólidas mais grossas do meio denso rapidamente sedimentavam se estivessem apenas misturadas com água. A concentração da argila pode variar entre 3 e 7% em massa. Porém, concentrações de argila superiores a 8% conferem ao meio denso uma viscosidade demasiado elevada, dificultando a separação dos minerais. Deste modo, é por vezes necessário eliminar alguma argila existente em excesso.
A estabilidade da suspensão deve ser a mais alta possível, isto é, ela deve exigir a mínima agitação possível para manter o sólido em suspensão. Entende-se por estabilidade como o inverso da taxa de sedimentação da suspensão. Menor turbulência do meio denso resulta em menor formação de finos, decorrentes da degradação do minério, evitando as perdas desses no circuito de recuperação do meio denso e evitando também contaminação deste. Entretanto é possível que, para formar essa suspensão mais estável, seja atingido o limite de escoamento desta, aumentando a viscosidade para valores impraticáveis.
As partículas do meio denso devem ter um tamanho que permita mantê-las homogeneamente distribuídas em todo o fluido. Para este efeito geralmente elas apresentam um calibre inferior a 0.2mm e cerca de 50% com calibre inferior a 0.074mm.

Para a obtenção de uma suspensão ideal é necessário que o sólido a ser utilizado apresente as seguintes características:

- *dureza elevada* - para evitar a degradação das partículas, que geram finos durante a operação e consequentemente aumentam a viscosidade da polpa;
- estabilidade química - apresentar resistência à corrosão e não reagir com os minerais em estudo;
- *densidade elevada* - para atingir a densidade de separação dos minerais, tendo o meio denso viscosidade aceitável do ponto de vista operacional;
- *recuperação fácil* - o material utilizado na suspensão água/sólido deve apresentar propriedades que permitam a recuperação fácil do sólido e sua reutilização;
- estabilidade de suspensão - o material sólido deve formar uma polpa estável;
- *granulometria* - o material sólido deve apresentar uma distribuição granulométrica de maneira a não elevar a viscosidade do meio em níveis impraticáveis, do ponto de vista operacional. A utilização de material (sólido) muito fino contribui para aumentar a viscosidade, além de dificultar a sua recuperação;
- *grãos arredondados* - é aconselhável a utilização de materiais com grãos arredondados, uma vez que os grãos angulosos diminuem a fluidez do meio e degradam-se com mais facilidade;
- *ser de baixo custo*.

Actualmente os materiais mais utilizados são a magnetite e o ferro-silício, pois apresentam propriedades mais adequadas na preparação de suspensões, nomeadamente porque são fisicamente estáveis, quimicamente inertes, são facilmente separáveis dos outros produtos, são

facilmente recuperáveis para reutilização (por separação magnética), e porque formam fluidos de baixa viscosidade para o intervalo de densidades que se pretende.
A magnetite, com densidade de 5.0 a 5.2 é utilizada quando se pretende suspensões com densidade entre 1.2 e 2.2. Desta forma, só é possível a utilização da magnetite na separação de minerais de baixa densidade: grafite e principalmente carvões.
O ferro-silício é uma liga composta principalmente de silício (15%) e ferro (85%), de densidade de 6.9. A sua alta densidade permite a obtenção de polpas com densidade máxima de 3.4, cobrindo portanto um intervalo capaz de separar a maioria dos minerais metálicos das gangas. Isto é um factor que faz com que o ferro-silício seja o meio denso mais utilizado industrialmente para minerais metálicos e outros minerais especiais.

O ferro-silício (15% Si) atomizado: é obtido mediante a atomização com vapor do material fundido, seguido de resfriamento brusco em água, resultando na obtenção de partículas arredondadas. Na tabela 3.1 são apresentadas as características granulométricas de quatro tipos de ferro-silício atomizado.

Tabela 3.1 - Características granulométricas de ferro-silício atomizado.

Granulometria (mm)	Tipo % Peso			
	Grosso	Fino	Ciclone 60	Ciclone 40
> 0.210	3	1	--	--
> 0.149	11	8	0	--
> 0.105	28	18	2	0
> 0.074	40	33	7	2
> 0.044	62	55	27	10
< 0.044	38	45	73	90
< 0.037	--	--	65	85

Ferro-silício (15% Si) moído: é obtido por meio de fragmentação. Na tabela 3.2 são apresentadas as características granulométricas de seis tipos de ferro-silício moído.

Tabela 3.2 - Características granulométricas de ferro-silício moído.

Granulometria (mm)	Tipo % em peso					
	48D	65D	100D	150D	270D	N
> 0.210	5	0.5	0	0	0	0
> 0.149	15	3	0.2	0	0	0-0.5
> 0.105	30	8	1.2	0.5	0	0-5
> 0.074	50	20	5	2	0.2	5-10
> 0.044	75	55	35	25	10	20-30
< 0.044	25	45	65	75	90	70

3.4 - Princípios da Separação em Meios Densos

Vimos que o processo de separação em meio denso consiste em separar partículas em função das suas densidades, usando como meio, um fluido de densidade intermediária. As partículas de densidade inferior à desse fluido flutuam; as de densidade superior afundam e as de densidade igual à do fluido, permanecem em suspensão. A separação em meio denso é dividida em dois métodos básicos de separação: "estático" e o dinâmico.

A separação "estática" é feita em suspensões actuando apenas forças gravíticas, o que não implica que os equipamentos usados não possuam parte móveis, o necessário para promover a estabilidade do meio.

A separação dinâmica é caracterizada pelo uso de separadores que empregam forças centrífugas, cerca de 20 vezes maiores que a força da gravidade actuantes na separação estática, que são os chamados separadores centrífugos.

Teoricamente, qualquer tamanho de partícula pode ser tratada por meio denso. Na prática, na separação estática industrial, as partículas a serem separadas devem ter tamanhos superiores a 3 mm, sendo que o mais comum é 6 mm. O limite superior de separação é de 150 mm, podendo ser ainda maior no caso de alguns carvões, até 300mm. Este limite máximo é determinado, normalmente, em função dos equipamentos separação a serem usados e das facilidades de manuseio de material na lavaria.
A separação pode ocorrer para uma diferença de densidade entre materiais de 0,1 ou menos. Em meio "estático" a separação dos minerais baseia-se na equação seguinte.

$$F_g = M_p \times g - M_f \times g = (M_p - M_f) \times g \qquad (3.2)$$

onde:

F_g - força gravitacional;
M_f - massa do fluido deslocado;
M_p - massa da partícula;
g - aceleração da gravidade.

A força gravitacional (F_g) poderá ser positiva ou negativa. Ela será positiva quando o peso da partícula ($M_p \times g$) for maior que o peso do fluido ($M_f \times g$) deslocado pela própria partícula, ou seja, a força de impulso. Neste caso, a partícula afundará. Quando a força gravitacional for negativa, ou seja, o peso da partícula ($M_p \times g$) for menor que o peso fluido deslocado ($M_f \times g$), a partícula flutuará.
Na separação dinâmica, o tamanho máximo das partículas varia de 50 a 12 mm e o mínimo de 1,0 a 0,5 mm. Excepcionalmente, pode ser tratado material abaixo de 0,5 mm. Estes tamanhos são condicionados pelas eficiências dos próprios equipamentos.
Em meio dinâmico (por ex. ciclone de meio denso), a aceleração da gravidade é substituída pela aceleração centrífuga. Portanto, tem-se a seguinte equação para a separação dinâmica:

$$F_c = (M_p - M_f) \times (\frac{v^2}{r}) \qquad (3.3)$$

onde:

F_c - força centrífuga;
M_p - massa da partícula;
M_f - massa do fluido deslocado;
v - velocidade tangencial de entrada da alimentação;
r - raio do ciclone

A grande superioridade de (v^2/r) em relação a "g", ou seja, da força centrífuga em relação à gravitacional, permite maior capacidade de separação dos separadores dinâmicos (por exemplo ciclones de meios densos), e permite também a separação de partículas de calibre mais fino.

3.5 - Aplicações da Separação em Meios Densos

As principais aplicações da separação em meios densos são as seguintes:

- Para fornecer pré-concentrados, após trituração grosseira, com eliminação de volumosas quantidades de gangas (operação de desengrossamento), destinado a tratamento posterior;
- Obtenção de um produto final para o mercado, como é o caso dos carvões.
- Retratamento de antigas escombreiras de jigagem ou de mina;
- Permitir a adopção de métodos de exploração menos selectivos, podendo os minérios serem tratados sob boas condições de recuperação e baixo custo.

As principais vantagens atribuídas aos meios densos são:

- Adaptação ao tratamento de grandes capacidades;
- Baixo custo de trituração exigida para que possam eliminar-se grandes quantidades de gangas;
- Grande flexibilidade operatória;
- Baixo custo de tratamento e elevadas recuperações obtidas.

Relativamente aos processos gravíticos os processos de separação em meio denso apresentam ainda a possibilidade de realizar separações precisas em uma determinada densidade, com alto grau de eficiência de separação, mesmo na presença de uma boa quantidade de minerais de densidades próximas à do meio. A densidade de separação pode ser rigorosamente controlada e pode ser variada com relativa rapidez, durante a operação, caso seja necessário. O processo é, contudo, um pouco mais dispendioso, principalmente devido aos equipamentos adicionais necessários à limpeza e recuperação do meio denso e sua recirculação no circuito. Porém, estes custos são atenuados ou até compensados por outras vantagens económicas no processo, como, por exemplo, a sua maior capacidade de processamento e a possibilidade de automação do circuito, diminuindo assim os custos operacionais.

O processo de separação em "meio estático" é aplicado na separação de minerais de calibre grosseiro, pois como se sabe, a eficiência de separação decresce com a diminuição de tamanho das partículas, devido a uma baixa velocidade de sedimentação dessas.
As densidades de separação variam de 1.3 a 1.9 para carvões minerais, e de 2.7 a 2.9 para minerais metálicos. Pode-se atingir até a densidade de 3.6, que é a máxima atingível nas suspensões usadas industrialmente.

3.6 - Operações e Circuitos de Tratamento em Meios Densos

Os processos de separação em meios densos envolvem as seguintes operações: i) preparação do minério a separar; ii) separação e captação do meio denso; iii) recuperação e preparação do meio denso para ser utilizado.

i. A preparação do minério inclui a sua adequada fragmentação, seguida de crivagem e lavagem para dele se retirar os finos. Assim, é mais fácil manter constante a densidade, a viscosidade e a estabilidade da suspensão de separação. Para além disso, é mais fácil separar, por simples operações de crivagem, as partículas do meio denso das partículas de minério do afundado e do flutuado. Por outro lado, finas partículas de minerais densos poderiam ter dificuldade em afundar no meio denso, saindo pelo flutuado.

ii. O minério crivado e lavado é enviado continuamente ao equipamento separador que contém o meio denso, afundando-se nele o produto de maior densidade e flutuando o produto de menor densidade. Conjuntamente com cada um destes produtos sai também meio denso que é necessário recuperar. A propriedade que diferencia o meio denso dos dois produtos obtidos é o tamanho das partículas, sendo mais fino o calibre das partículas constituintes do meio denso. Assim, ambos os produtos obtidos passam por dois crivos em série (de luz inferior ao menor calibre das partículas), para que neles sejam recuperadas como infracrivo o meio denso que saiu no flutuado e no afundado. O meio denso recolhido no infracrivo nos primeiros crivos retorna directamente ao vaso separador (figura 3.2). O seu sobrecrivo é enviado a um segundo crivo, que operam com irrigação para retirar partículas de meio denso aderentes às partículas de gangas ou de concentrado.

iii. O diluído e contaminado meio denso proveniente do infracrivo dos segundos crivos terá de ser preparado (purificado e espessado) para posteriormente dar entrada no tanque de alimentação de meio denso ao equipamento separador. O método de purificação a utilizar depende do produto utilizado como meio denso. Uma vez que a parte sólida do meio denso é geralmente constituída por ferro-silício, a purificação do meio denso diluído e contaminado por finas partículas de minério, é realizada por processos magnéticos, separando-se assim as partículas de ferro-silício pois estas são fortemente magnéticas. A recuperação eficiente e a reciclagem do meio denso são factores importantes na economia deste processo de separação. Podem ocorrer perdas por lavagem inadequada dos produtos

separados e por necessidade de substituição periódica devido à acumulação de partículas finas de minério, resultando na diminuição da densidade do meio denso.

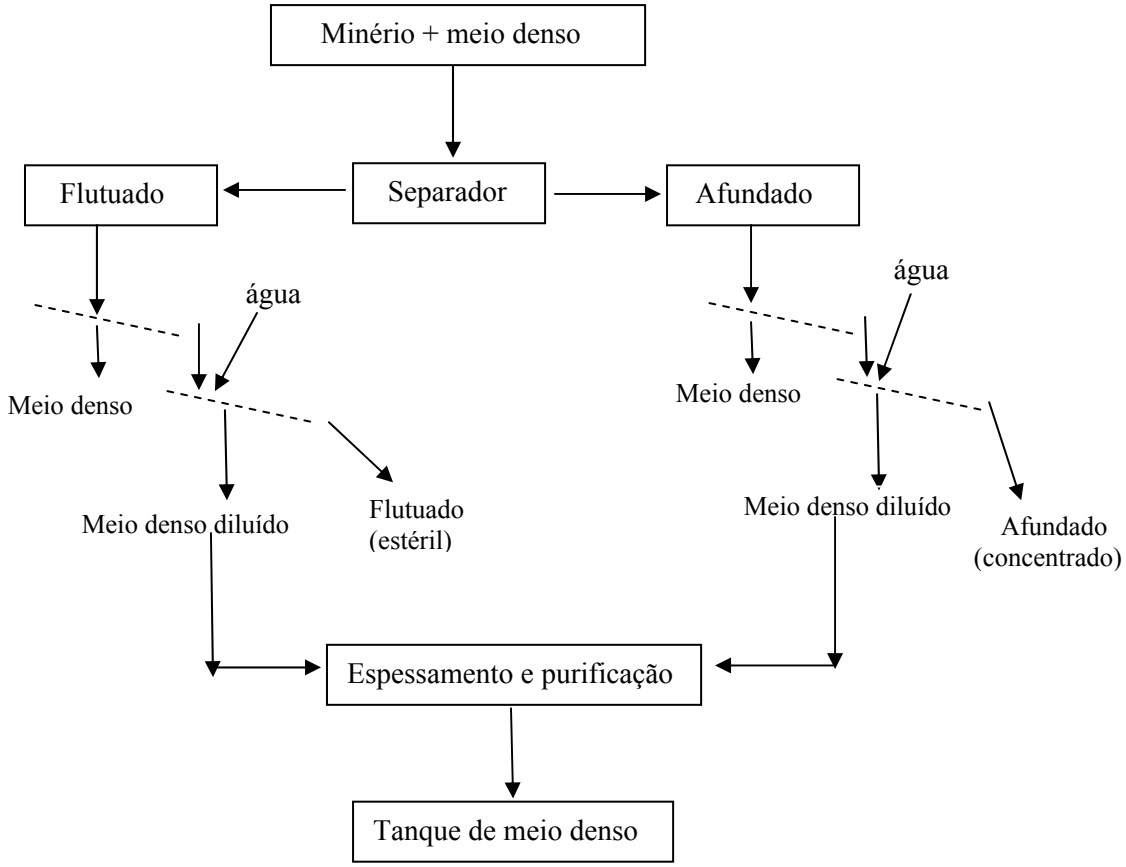


Figura 3.2 – Esquema geral de separação do minério e captação do meio denso

3.7 - Principais Equipamentos de Separação em Meios Densos

3.7.1 - Separadores de Gravidade em Meio Denso

De seguida são descritos alguns dos principais equipamentos de "separação estática" e dinâmica mais utilizados na indústria mineira.
Os factores que influenciam a escolha do tipo de equipamento são: capital disponível, espaço requerido para a instalação, tamanho máximo das partículas a serem tratadas, capacidade de alimentação, densidade de separação. O material deve ser molhado antes da entrada no separador, para uma melhor eficiência de separação.
Existem muitos separadores do tipo estático ou de gravidade. Os equipamentos de separação "estática" possuem, normalmente, recipientes de diversas formas, dentro dos quais são introduzidos a alimentação e o meio denso. O produto flutuado é removido simplesmente por transbordo ou por meio de pás raspadoras. A remoção do produto afundado já é um pouco

mais difícil e exige técnicas mais apuradas de modo a minimizar o fluxo vertical do meio denso.

A remoção do produto afundado pode ser feita por meios pneumáticos, bombagem, elevadores de chapas perfuradas, etc. Os separadores estáticos trabalham com maior quantidade de meio denso que os dinâmicos, propiciando, assim, um tempo de residência na separação, consideravelmente maior. Em muitos separadores, todo o meio denso é alimentado perto do topo do tanque, ou no topo da suspensão; em alguns, parte do meio denso é alimentado no fundo do tanque para permitir correntes ascendentes; há ainda casos em que o meio é alimentado em vários níveis, para formar correntes horizontais, ou para manter a homogeneidade do meio em todo tanque.

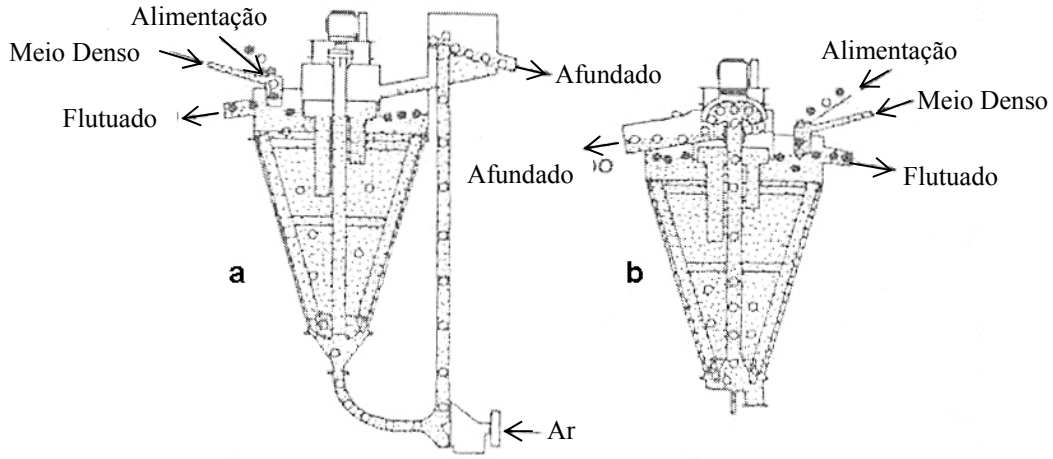
Considerando a ampla aplicação da separação em meios densos, especialmente a beneficiação de carvões graúdos, não é de surpreender a existência de um grande número de tipos e de fabricantes de equipamentos para esse fim, em uso comercial. Apesar disto de seguida apenas se apresenta dois tipos de separadores gravíticos.

Separadores de Cone (Wemco)

Os separadores tipo cone foram os primeiros a serem utilizados com sucesso comercial na separação em meio denso (Cone Chance em 1917). Utilizavam uma suspensão instável de areia operando sobre carvões com calibre compreendido entre 20mm e 100mm. Esses separadores foram também os primeiros a usar galena e magnetite como meios de separação.

Este tipo de separador consiste, essencialmente, de um tanque cónico, cujo diâmetro pode atingir 6 metros, com capacidade até 500 ton/h. Apresenta um mecanismo interno de agitação lenta, o bastante para manter o meio em suspensão uniforme e auxiliar o movimento do produto flutuado em direcção à periferia do separador, onde é descarregado por transbordo, com uma certa porção do meio, que é depois recuperado (figura 3.3). O produto afundado é removido do cone por meio de bomba ou de fluxo ascendente externo ou interno de ar comprimido *(air lift),* onde parte do meio denso que sai com o afundado é drenado, e volta directamente para dentro do cone.

Os separadores de cone são mais indicados para o tratamento de carvões grossos, na faixa de 3 a 100mm, especialmente nos Estados Unidos, onde os carvões possuem grande proporção de material leve. São menos indicados para alimentações com maior proporção de material pesado.



a – com bomba externa
b – com bomba de ar comprimido

Figura 3.3 – Separador de cone (Wemco)

Separadores de Tambor

No separador de tambor, que é o mais utilizado, a rotação do tambor eleva o produto afundado de modo a separá-lo do flutuado (figura 3.4). Consistem de um tambor cilíndrico rotativo, provido de elevadores que são fixados na parede interna do tambor e que se destinam a remover, continuamente do circuito, o produto afundado durante a separação (figura 3.5). O produto flutuado sai por transbordo numa caleira localizada na extremidade oposta à alimentação.

Relativamente ao seu tamanho existem diferentes tipos de separadores de tambor, podendo atingir 4,5 m de diâmetro e 7 m de comprimento, com capacidade para tratar 800ton/h. São capazes de tratar partículas com calibre compreendido entre 5mm e 300 mm.

São indicados para instalações com grande quantidade de pesados, facto que os tornam populares no campo de tratamento de minérios, onde a proporção de pesados chega a alcançar 80%, ou no tratamento de carvões, onde muitas vezes a proporção de pesados na alimentação pode ser superior a 50%, como nos carvões europeus.

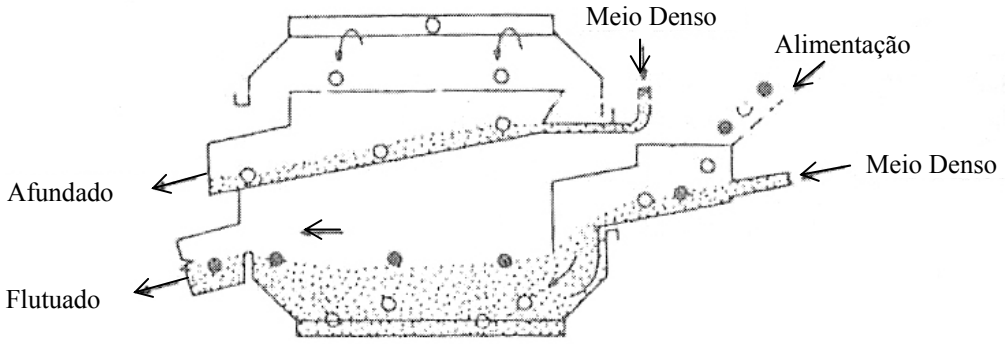


Figura 3.4 – Separador de tambor para dois produtos

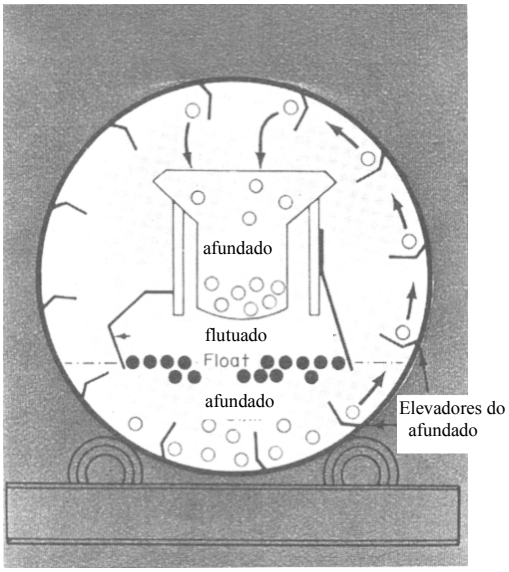


Figura 3.5 – Corte transversal de um separar de tambor para dois produtos

O separador de tambor pode ser usado para obtenção de dois ou três produtos de separação. Para dois produtos de separação (flutuado e afundado), são constituídos por um só compartimento de separação (Figura 3.4); enquanto que com três produtos de separação (incluindo mais um produto misto), são constituídos por dois compartimentos de separação (Figura 3.6), operando independentemente um do outro.

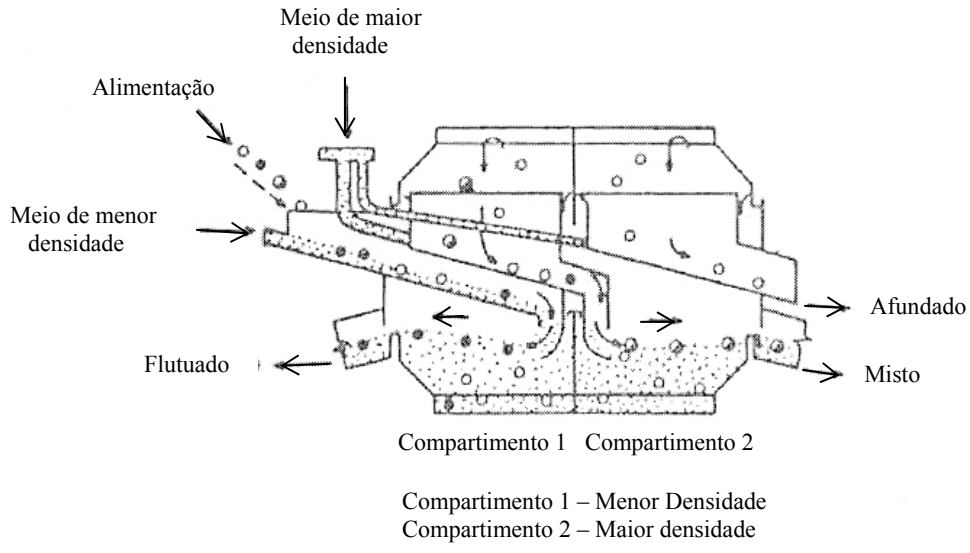


Figura 3.6 – Separador de tambor para três produtos

A pequena profundidade do meio denso nesses equipamentos em comparação com os separadores de cone minimiza a sedimentação das partículas do meio denso, dando uma maior uniformidade na densidade em toda a extensão do tambor. A agitação provocada pelos elevadores também melhora a homogeneização do meio denso.
No separador de três produtos, ou de dois compartimentos, o produto afundado em uma densidade menor, no primeiro compartimento, alimenta o segundo compartimento onde a densidade de separação é mais alta. Do primeiro compartimento sai o produto leve (flutuado) e do segundo compartimento saem o produto pesado (afundado) e misto.

3.7.2 - Separadores Centrífugos em Meio Denso

Os separadores dinâmicos, com um dimensionamento adequado dos orifícios de entrada da alimentação e saída dos produtos, podem tratar alimentações com uma proporção variável de leves e de pesados.
Para partículas finas deve aplicar-se uma maior aceleração para produzir força suficiente para se conseguir a separação. Assim, os separadores centrífugos utilizam-se nestes casos, pois consegue-se uma aceleração cerca de 20 vezes superior à aceleração da gravidade.

Ciclone de meio denso

Os ciclones, como os utilizados na classificação, aplicam-se como separadores centrífugos em meio denso. Eles permitem tratar minérios de fina granulometria, podendo mesmo ser utilizado para purificar carvão com calibre inferior a 0.5mm.
Os ciclones de meio denso são muito usados na beneficiação de minérios principalmente no processamento de carvões. A alta força centrífuga envolvida, possibilita a separação, com sucesso, de partículas de calibre mais fino, do que pelos métodos gravíticos. A alimentação dos ciclones de meio denso deve ser classificada retirando a fracção inferior a 0,5 mm para evitar a contaminação do meio, com a fracção fina, e minimizar perdas do meio denso no processo. O princípio de operação é bastante similar ao do ciclone convencional de classificação. A alimentação e o meio denso são introduzidos, tangencialmente e sob pressão no ciclone, o qual idealmente é instalado em posição inclinada, tal como se observa na figura 3.7, possibilitando que a alimentação seja feita por gravidade, de uma determinada altura manométrica. No caso dos ciclones DSM (Dutch State Mines), esta altura é de aproximadamente nove vezes o diâmetro do ciclone.
A alimentação por gravidade é sempre desejada, pois reduz a degradação da alimentação, que normalmente ocorre quando se usa bombagem.
Os produtos pesados movem-se ao longo da parede do ciclone e são descarregados no apex, underflow, enquanto que os leves, overflow, se descarregam no vortex finder. O meio denso forma um gradiente de densidade dentro do ciclone, que aumenta no sentido do centro para a parede interna do ciclone.

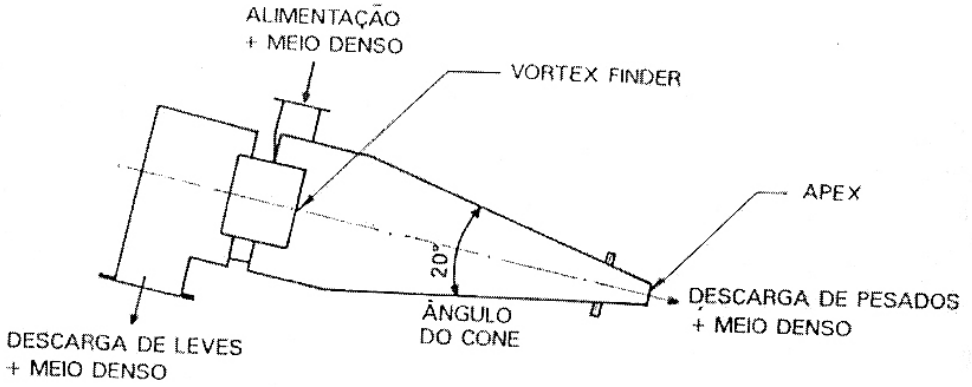


Figura 3.7 – Ciclone de meio denso típico

Separador Dynawhirlpool (DWP)

Outros separadores centrífugos em meio denso podem ser utilizados, é o caso do separador Dynawhirlpool. É de construção diferente do ciclone, embora também nele a fracção mais leve seja apanhada na zona central pelo redemoinho central e arrastada ascendentemente sendo descarregada no overflow. A fracção pesada afunda e é descarregada por uma saída tangencial. Permitem tratar minério com calibre compreendido entre 0.5mm e 30mm, com capacidades de aproximadamente 90ton/h.

O separador DWP foi originalmente desenvolvido em 1960 para tratamento de partículas finas de carvão nos Estados Unidos, mas agora é bastante usado para tratar carvões e minérios, principalmente na faixa de 15 a 0,5mm. O DWP consiste de um cilindro de comprimento e diâmetro definidos (Figura 3.8), com aberturas nas extremidades sob forma de tubos de alimentação do minério e descarga do flutuado. Existem ainda dois tubos laterais localizados na parte inferior e superior do cilindro, que permitem a entrada tangencial do meio denso e a descarga do afundado, respectivamente. A maior parte do meio denso (aproximadamente 90%) é alimentada, por bombagem, na parte inferior do cilindro, o restante entra com a alimentação, para auxiliar a entrada da mesma no equipamento. Esse cilindro opera inclinado, em relação à horizontal, com inclinação de 25° para minérios e 15° para carvão.

A forma tangencial de entrada do meio denso na parte inferior e lateral do aparelho propícia a formação de um vortex ascendente por todo o comprimento do aparelho, cuja descarga pela abertura tangencial lateral superior, contém o produto pesado (afundado) da separação.

O tubo de entrada da alimentação é acoplado a um funil alimentador, por onde entra o material a ser tratado, molhado com parte do meio denso. As partículas leves da alimentação não chegam a penetrar no vortex ascendente de meio denso, percorrendo, assim, a sua face interna e sendo descarregadas com o meio denso na extremidade inferior do DWP, reduzindo muito a degradação das partículas do minério. As partículas pesadas da alimentação penetram no vortex ascendente em direcção à parede interna do cilindro e são logo descarregadas na abertura lateral superior através de uma mangueira de descarga, com parte do meio denso. Como a descarga das partículas pesadas está localizada próxima à alimentação, os pesados são removidos da unidade quase que de imediato após entrarem, reduzindo

consideravelmente, a degradação das partículas. Apenas as partículas de densidades próximas à do meio denso entram em contacto com as paredes internas do cilindro por um tempo mais prolongado. A descarga tangencial dos pesados é conectada a uma mangueira flexível; a altura desta mangueira pode ser usada para ajustar a pressão de topo e, desta forma, auxiliar no controle da densidade de corte.

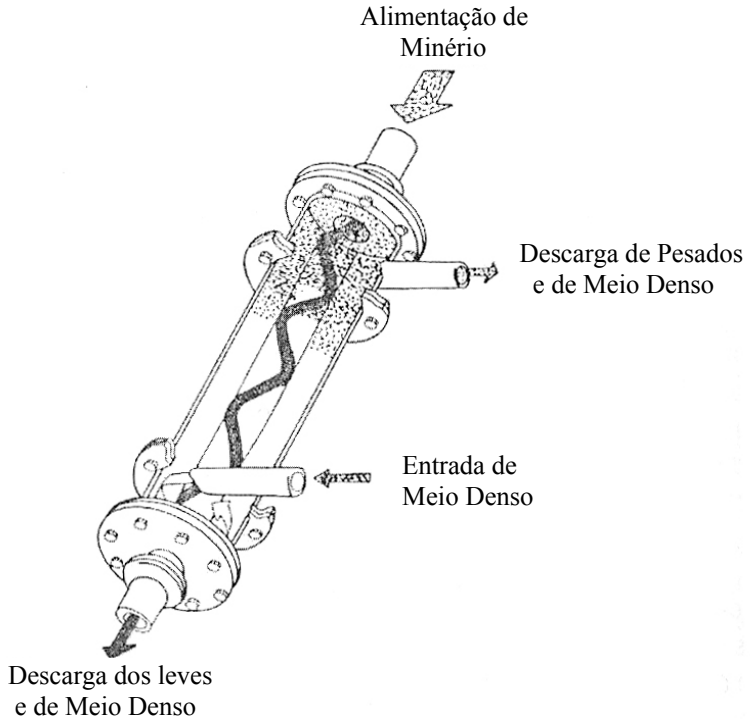


Figura 3.8 – Separador Dynawhirlpool

A capacidade do DWP atinge 100 t/h. Este equipamento apresenta algumas vantagens sobre outros tipos de separadores centrífugos de meio denso. Além de proporcionar uma menor degradação dos produtos da separação, menor desgaste operacional do equipamento, e ter bom desempenho de separação, apresenta custos operacionais mais baixos, pois apenas o meio denso é alimentado por bombeamento.

A separação no DWP baseia-se na criação e controle de um vortex ascendente onde a sua forma e estabilidade são afectadas pelos seguintes grupos de variáveis:

Geométricas:

comprimento do cilindro;
diâmetro do cilindro;
diâmetro e comprimento, dentro do cilindro, dos tubos de alimentação e saída do flutuado;
diâmetro de entrada do meio denso e saída do afundado.

Operacionais:

pressão de alimentação do meio denso;
pressão de descarga do afundado;
inclinação do DWP.

Separador Tri-Flo

Este separador pode ser considerado como sendo constituído por dois DWP(s) acoplados em série (Figura 3.9), e tem sido utilizado em inúmeras lavarias de beneficiação para tratar carvão, minerais metálicos e não metálicos. A entrada de meio denso e a saída da fracção pesada são em forma de voluta. Esta forma de entrada de alimentação produz menos turbulência do que a tangencial usada no DWP. Este separador opera em dois estágios. O produto flutuado no primeiro é retratado no segundo estágio, na mesma densidade ou em densidade diferente.

Por ser um separador de dois estágios, a separação em três produtos pode ser usada para obtenção de concentrado, misto e rejeito. O misto obtido, dependendo da situação, pode ser fragmentado, desenlameado e retomar ao mesmo circuito, ou ser tratado num circuito separado. No caso de tratamento de minerais metálicos, o segundo estágio de separação funciona como estágio de reclamação, aumentando assim a recuperação global no circuito. O segundo produto (concentrado de reclamação) pode ser, ainda, refragmentado e, após desenlameamento, retomar também ao circuito. Quando o separador é usado no tratamento de carvões, o segundo estágio purifica o flutuado do primeiro estágio, produzindo um carvão de alta pureza. Dois estágios de separação aumentam a eficiência de operação. Estes separadores são normalmente fabricados em quatro tamanhos, variando de 250 a 500 mm de diâmetro, com capacidade de 15 a 90 t/h, respectivamente.

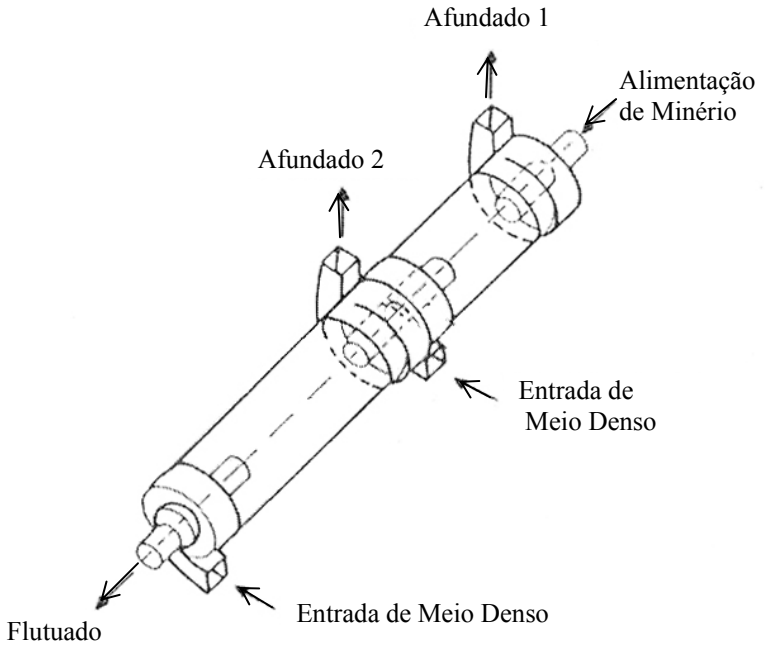


Figura 3.9 – Separador Tri-Flo

Outro separador centrífugo, que pode considerar-se como um separador autogéneo em meio denso, é o hidrociclone autogéneo em meio denso de “apenas água”. Ele difere dos outros

hidrociclones, pois o seu cone é constituído por vária peças, o seu ângulo final é maior (até 120º); por outro lado o localizador do vórtice é mais largo. As partículas finas de densidade elevada e intermédia recirculam na secção cónica, formando uma barreira autogéna de meio denso através da qual só podem passar as partículas de maior densidade. Estes hidrociclones são utilizados para purificar (limpar) carvões no intervalo de tamanhos 0.6-0.15mm. Uma vantagem deste método é o menor investimento inicial e os baixos custos operatórios, resultantes da eliminação dos custos de separação e recuperação do meio denso.

3.8 - Circuito Típico de Separação em Meio Denso

A preparação do minério para alimentação de um circuito de meio denso é de fundamental importância para o sucesso da separação. A alimentação, além de estar na granulometria adequada, deve estar livre de finos, evitando-se, assim, um aumento da viscosidade do meio, que afectaria a eficiência de separação, bem como conduziria a um maior consumo do meio utilizado.

O que mais onera as operações de separação em meio denso é o sistema de recuperação do meio, para o seu reaproveitamento no circuito. O meio denso sai do separador com os produtos da separação, ou seja, os leves e os pesados.

Um circuito típico de separação em meio denso é mostrado na figura 3.10, no qual o separador usado é um dynawhirlpool. O circuito seria similar se, no lugar deste, outro tipo de separador de meio denso fosse utilizado (ciclone de meio denso, separador de tambor etc.).

1 – Alimentação
2 – DWP
3 – Produtos pesados
4 – Produtos leves
5 – Crivos curvos
6 – Crivos horizontais
7 – Classificador espiral
8 – Separadores magnéticos
9 – Bomba meio denso
10 – Bomba meio denso diluído
11 – Bobine desmagnetizadora
12 – Tanque meio denso
13 - Finos de minérios

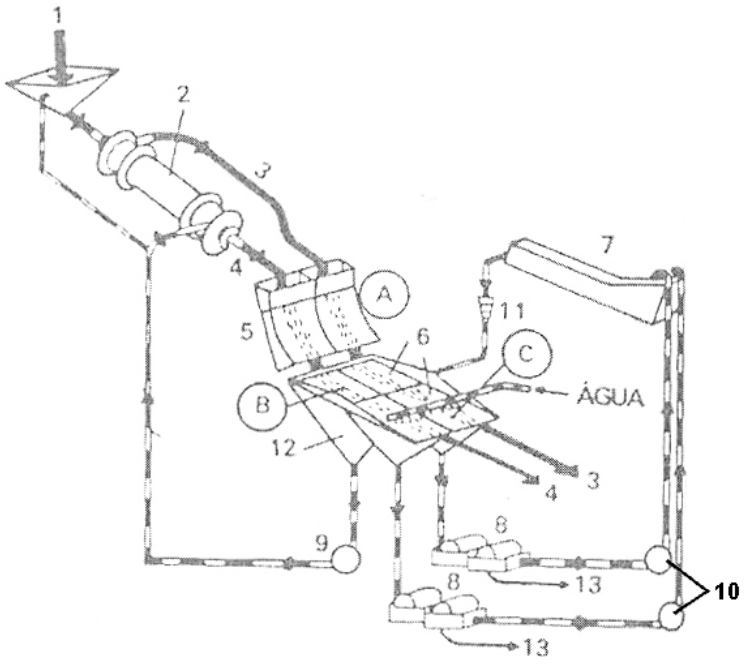


Figura 3.10 – Circuito típico de separação em meios densos

Os produtos leves e pesados que deixam o equipamento de separação passam, separadamente, por crivos curvos (A) de drenagem do meio denso e crivos horizontais divididos em duas partes, onde a primeira (B) é ainda para drenagem do meio denso. Cerca de 90% do meio denso é recuperado nessas duas partes (A e B) e bombeado de volta ao circuito. Na segunda parte do crivo horizontal (C) é onde se processa a lavagem dos produtos, que é feita com água sob pressão (spray), para a retirada de partículas finas de meio denso e de minério que ficam aderentes aos produtos de separação.
Os finos dos crivos de lavagem dos produtos, constituem uma polpa muito diluída contendo o meio denso e finos do minério. Esta polpa diluída é tratada em separadores magnéticos, para recuperação do meio denso (magnetite ou ferro-silício). Em seguida, a polpa de meio denso passa por um classificador espiral para espessamento, visando ajustar à densidade requerida. Na etapa seguinte, este material (underflow do classificador) é desmagnetizado em bobinas desmagnetizadoras, para assegurar a não floculação das partículas, e retorna ao circuito do meio denso no processo.
Em lugar do classificador espiral, outro sistema de adensamento de polpa pode ser usado. Actualmente, o controle da densidade do meio é feito automaticamente por meio de instrumentação.

3.9 - Controle e Avaliação das Operações de separação em Meio Denso

Para um bom desempenho das operações de separação em meio denso são necessários, principalmente: uma boa preparação da alimentação; vazão de alimentação adequada ao equipamento; controle da densidade de corte; controle granulométrico do material usado no meio denso (ferro-silício ou magnetite, os mais usados); controle da pressão de entrada da alimentação (caso, por exemplo, dos ciclones de meio denso); controle da pressão de entrada do meio denso e pressão de saída dos pesados (caso da separação em DWP).
Existem diversos métodos para avaliar o desempenho das operações de separação em meio denso na indústria, principalmente no caso da beneficiação de carvões. Estes métodos estão distribuídos nos chamados critérios dependentes e critérios independentes.
Os critérios dependentes mais usados são apresentados a seguir.

Eficiência: existem diversas formas de definir a eficiência de separação de um equipamento ou de uma instalação de beneficiação; uma muito usada na separação de carvões é a eficiência de recuperação ou eficiência orgânica, proposta por Fraser e Yancey:

$$E\ (\%) = (\text{Recuperação de carvão lavado}/\text{Recuperação teórica}) \times 100 \qquad (3.4)$$

Aqui, a recuperação teórica é a percentagem de carvão contido na alimentação com o mesmo teor de cinzas do carvão lavado.

Material deslocado total: define-se como material deslocado total a quantidade de material de rejeito presente no concentrado somado à quantidade de material de concentrado presente no

rejeito, guardando-se as devidas proporções entre concentrado e rejeito. Essas quantidades são medidas em termos percentuais. Quanto menores as proporções de material deslocado, melhor o desempenho do equipamento. As medidas são feitas com base na densidade de corte do equipamento e em testes densimétricos realizados em laboratório, com os produtos de separação (concentrado e rejeito).
Uma forma de eficiência de separação muito usada em beneficiação de minérios é a seguinte:

$$E(s) = \frac{(R_m - R_g)}{R_m} \times 100 \qquad (3.5)$$

onde:
E(s) = eficiência da separação;
R_m = recuperação metalúrgica do mineral útil;
R_g = recuperação metalúrgica da ganga.

Os critérios independentes são derivados da curva de partição do equipamento, também conhecida como curva de Tromp. Com a construção dessa curva, pode-se medir a eficiência de separação do equipamento. Para construir a curva de Tromp, é necessário conhecer a recuperação em massa do produto pesado, obtido na operação industrial e as curvas de lavabilidade do concentrado e do rejeito. Com base nestes dados, pode-se calcular a alimentação reconstituída ou calculada e os coeficientes de partição, os quais fornecem a percentagem de cada fracção densimétrica, ou densidade média, de material que se dirige para os produtos pesados.
Representando sob forma gráfica os coeficientes de partição, de 0 a 100, no eixo das ordenadas e as densidades médias das faixas densimétricas no eixo das abcissas, pode-se traçar a curva de Tromp, como é ilustrado na Figura 3.11.
A curva OABC da Figura 3.11 representa a curva ideal, onde todas as partículas de densidades menores que a densidade de corte iriam para o flutuado, enquanto as partículas de densidades maiores, iriam para o afundado. Entretanto, na prática isto não acontece, pois partículas de densidades próximas à densidade de corte podem dirigir-se à fracção flutuada ou à afundada. Para estes casos, tem-se a curva real, Figura 3.11, construída com base em probabilidades associadas às diferentes classes de partículas que se dirigem ao afundado. A parte compreendida entre a curva ideal e a real, representa a quantidade de material deslocado. A densidade d_{50}, referente ao coeficiente de partição de 50%, é chamada de densidade efectiva de separação ou simplesmente de densidade de partição (d_p). O segmento, na curva real, correspondente aos coeficientes de partição de 25% e 75% é, na grande maioria dos casos, um segmento de recta; quando não o é, aproxima-se bastante deste, podendo ser considerado na prática, como tal. A inclinação desse segmento em relação à vertical, dá uma ideia da eficiência de separação, ou seja, quanto mais próximo ele estiver da vertical, mais eficiente será a separação. Esta eficiência de separação pode ser medida pelo chamado "erro provável de separação" (E_p), que é definido pela metade da diferença entre as densidades correspondentes aos coeficientes de partição de 75% e 25%, ou seja:

$$E_p = \frac{(d_{75} - d_{25})}{2} \qquad (3.6)$$

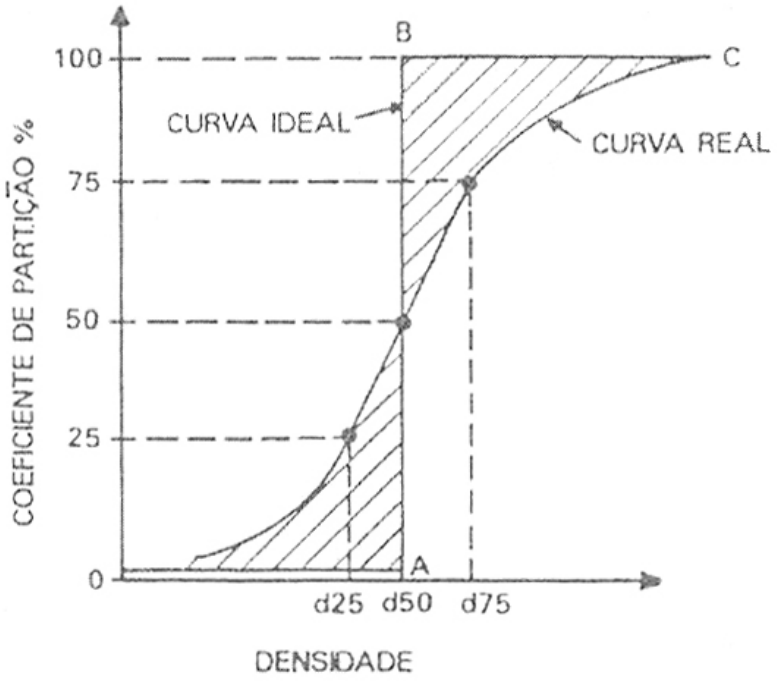


Figura 3.11 – Curva de Tromp

Para uma separação ideal E_p=0. Quanto menor E_p, mais a curva se aproxima da vertical, e mais eficiente será o processo de separação. Na prática, E_p usualmente situa-se na faixa de 0,01-0,08. Outro índice usado para medir a eficiência de equipamento é a chamada imperfeição (I). (E_p) é mais usado para caracterizar os equipamentos de separação em meio denso, enquanto que (I) é mais usado para caracterização dos equipamentos de separação, cujo meio é a água ou o ar (caso de jigas, mesas espirais, ciclones pneumáticos, etc.). As relações entre I e E_p são as seguintes:

$I = (E_p/d_p)$ (para equipamentos de separação em meio denso)

$I = E_p/(d_p-1)$ (para equipamentos de separação cujo meio é a água)

De acordo com alguns autores, os valores de (I) variam entre 0.07 para ciclones de meio denso a 0.175 para jigas.

4 - CONCENTRAÇÃO HIDROGRAVÍTICA EM MEIOS PULSÁTEIS - JIGAGEM

4.1 - Introdução

A jigagem pode aplicar-se a misturas de duas ou mais espécies minerais de densidades diferentes e com calibre desde cerca de 0.5mm a cerca de 40mm (pode atingir maiores calibres no tratamento de carvões), e faz-se em aparelhos designados por jigas (Figura 4.1). Na actualidade, são poucos os minerais que se libertam a calibres daquela ordem de grandeza. Deste modo, a aplicação das jigas é bastante limitada, utilizando-se fundamentalmente no tratamento de carvões, ou por vezes a fazer a operação de desengrossamento no tratamento de minérios metálicos, sobretudo de minérios cassiteríticos ou volframíticos.

A separação dos minerais de densidades diferentes é realizada em leito pulsátil, alternadamente dilatado e compactado por uma corrente pulsante de água, produzindo a estratificação dos minerais (Figura 4.1). O processo de jigagem é o método de concentração gravítico mais complexo, por causa das suas contínuas variações hidrodinâmicas.

Os leitos pulsáteis são constituídos por uma mistura de sólidos-água num vaso de fundo perfurado (crivo ou rede), através do qual se estabelecem correntes verticais de água, alternadamente ascendentes e descendentes. Por acção de tais correntes, o leito encontra-se ora expandido (correntes ascendente) ora compactado (correntes descendentes). Durante a compactação o leito apresenta menor fluidez e maior densidade, existindo fenómenos de sucção.

A resistência à penetração de partículas no leito é diferente para estes dois estágios, sendo maior quando o leito está compactado, isto é, durante o movimento descendente do fluido. Para além disso, a resistência à penetração depende de:

a) grau de agitação da mistura, velocidade do fluido;
b) para o mesmo grau de agitação, depende do calibre das partículas penetrantes relativamente ao da mistura (sendo maior para as partículas com calibre superior aos espaços intersticiais).
c) Calibre, forma e espaços intergranulares e densidade da fase sólida do leito;
d) Forma e densidade das partículas penetrantes

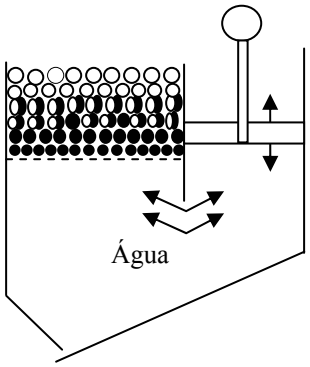


Figura 4.1 – Representação esquemática de uma jiga

Para melhor entender o processo de jigagem pode dizer-se que a separação densitária operada nos leitos pulsáteis da jigagem apresenta princípios semelhantes aos verificados nos meios densos. Tal como neste, a jigagem realiza-se num vazo separador contendo um médium formado por uma mistura de sólidos-água no qual os grãos minerais densos afundam e os leves transbordam, sendo a resistência à penetração oposta pelo médium a responsável pela separação. Porém, na jigagem a fase sólida do médium é formada pelo próprio minério, e verificam-se ainda as seguintes diferenças:

- Em vez de estacionário o leito é pulsátil, fazendo com que varie a sua densidade e fluidez e consequentemente também varia a resistência à penetração por ele oferecida;
- O fluido (água) impregnante desloca-se relativamente aos grãos, com velocidade e frequência regulável, condicionando assim a separação densitária;
- Os leitos de jigagem são pouco homogéneos (fase sólida de grande calibre), existindo muitos espaços intergranulares. Isto leva a que o processo não seja independente do calibre das partículas penetrantes, pelo seu diferente comportamento consoante as suas dimensões relativamente ao espaço intergranular.

Sob este aspecto as partículas a separar num leito de jigagem classificam-se em:

- *Sub-intersticiais*, quando o seu tamanho lhes permite fácil passagem entre os grãos do leito, não provocando outras acções que não sejam de contacto ou de deslizamento;
- *Iso-intersticiais*, quando penetram o leito sem deslocamento aparente dos grãos do mesmo;
- *Super-intersticiais*, quando o seu tamanho é demasiado grande para poderem penetrar o leito sem deslocamento das partículas deste.

As partículas sub-intersticiais penetram os leitos independentemente da sua densidade, dependendo o seu movimento das correntes e densidade do fluido. Assim, as partículas de mineral leve, poderão penetrar num leito de jigagem se durante a pulsação o seu deslocamento perante as correntes ascendentes do fluido não exceder o das descendentes, enquanto que tal penetração se fará mais prontamente para as partículas da espécie mineral densa. Estas penetrarão os leitos de jigagem quer compactos (sucção), quer expandido (desde que a velocidade ascendente não exceda a da sua queda gravítica nele). As partículas muito pequenas respondem muito rapidamente aos movimentos da água intersticial.
As partículas iso e super-instersticiais não penetram os leitos compactos. Partículas mais densas do que as que constituem o leito de separação, e do tipo iso-intersticiais atravessam os leitos expandidos sem sensível perturbação destes; as partículas super-intersticiais só penetrarão os leitos quando estes estão expandidos se o seu peso superar a resistência oposta.
Grande parte da separação (estratificação) das espécies minerais de diferentes densidades ocorre durante o período em que o leito está aberto (expandido), pois os minerais mais densos sedimentam com maior velocidade. Para além disso, a aceleração diferencial no início da sucção (movimento descendente do fluido) faz-se sentir mais fortemente nas partículas mais densas, contribuindo também para a separação das espécies minerais de diferente densidade.

Estes mecanismos colocam as partículas finas/leves em cima e as partículas grossas/pesadas no fundo do leito.
Quando o leito está compacto, resultando maior resistência à penetração do leito para as partículas de maior tamanho, vem que a sucção coloca as partículas finas pesadas no fundo e as grossas/leves no topo do leito.

4.2 - Separação operada na jigagem

Submetendo um minério, constituído por duas espécies minerais de diferente densidade, e água a repetidas acções de pistonagem, as partículas sofrem arranjos dispondo-se segundo estratos ou leitos nos quais se poderão distinguir três zonas: um leito superior ou de transporte formado pelas partículas menos densas, um leito intermédio ou de desengrossamento (constituído por partículas mistas) e um leito inferior ou filtrante constituído pela espécie mineral mais densa.
Em condições ideais (Figura 4.2) o leito superior é atravessado por todas as partículas da alimentação, excepto pelas partículas extremamente finas (lamas) que permanecem em suspensão, sendo arrastadas pela água para a zona de descarga do estéril.
O leito intermédio exclui de si todas as partículas de densidade à sua e permite a passagem das partículas de densidade superior.
O leito inferior ou filtrante exclui de si todas as partículas mistas, absorvendo as da espécie mineral densa, constituindo assim o concentrado (sobre-rede). É constituído pelas partículas de maior densidade, impede a passagem das partículas grandes e só permite a passagem das partículas densas de pequeno tamanho (sub-intersticiais), que irão formar o produto de filtração (concentrado sub-rede). As características que mais fortemente influenciam o leito filtrante e afectam o produto de filtração obtido são a sua espessura, o calibre e a densidade das partículas que o constituem.

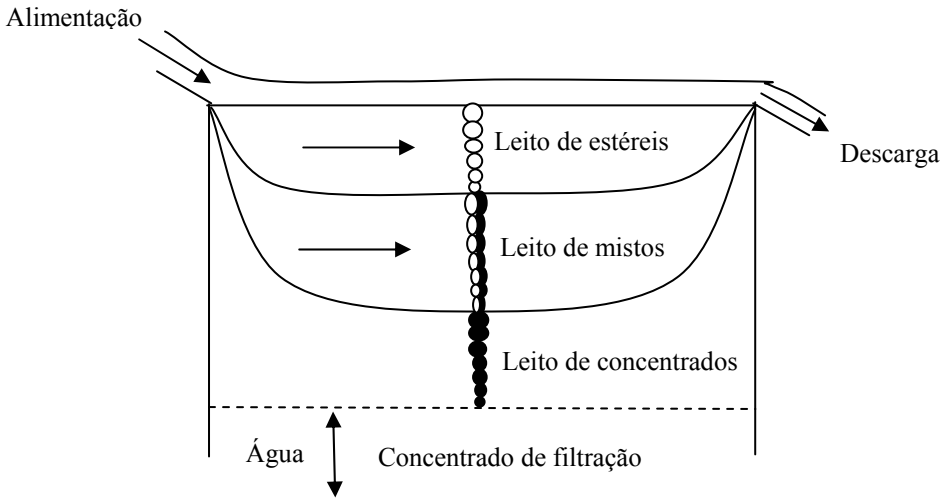


Figura 4.2 Separação operada na jigagem

4.3 - Factores influentes na jigagem

a) Condições de marcha

Nestas podem considerar-se a velocidade do fluido pulsátil e o curso e frequência de pistonagem. A jigagem pode ser feita sob correntes ascendentes e descendentes iguais (jigagem com sucção) ou sob correntes descendentes anuladas ou diminuídas (jigagem sem sucção).
Este último modo operatório pode ser conseguido mediante introdução de água sob pressão no período de descompressão, ou por movimento de pistonagem mais lento no curso ascendente do pistão relativamente ao movimento descendente.
O curso e frequência de pistonagem, bem como o tipo de jigagem, com ou sem sucção, estão relacionados com as alimentações a separar.
A jigagem com sucção interessa apenas para alimentações não classificadas (naturais) e para alimentações classificadas por equivalência. Para alimentações previamente crivadas deve trabalhar-se sem sucção. Esta última prática interessa se a diferença de densidades entre as espécies minerais a separar não for muito pequena. A separação de alimentações naturais utiliza-se apenas quando a diferença entre densidades for significativa.
O curso de pistonagem varia directamente com o aumento do calibre das partículas e inversamente com a frequência.

$$C = 5 \times l$$

$$n = R - 2C$$

em que *C, l* e *n* representam, respectivamente, o curso e o calibre em mm e a frequência de psitonagem por minuto (r.p.m.), e *R* é uma constante, frequentemente igual a 300.

b) Alimentação

Em face das acções presentes na jigagem compreende-se facilmente a influência quantitativa e qualitativa da alimentação.
A quantidade da alimentação leva a que por tal efeito os leitos de jigagem, sobretudo o superior, se encontrem mais ou menos compactados ou expandidos, consoante a alimentação esteja a ser feita sob regimes de sobrecarga e de subcarga, com as consequentes implicações nos resultados da separação. Em regime de sobrecarga é maior a resistência que o meio oferece à penetração das partículas, obtendo-se por isso concentrados mais puros, mas obtêm-se menores recuperações.
A natureza qualitativa da alimentação (densidade das espécies minerais a separar, suas proporções, e granulometria) é também de fundamental importância no processo de separação.

A alimentação da jigagem hidrogravítica poderá ser do seguinte tipo:

- Alimentação natural ou classificada superiormente. Esta alimentação deve ser jigada sob sucção, obtendo-se concentrados sobre-rede e concentrado de filtração, constituindo aquele o leito natural filtrante.
- Alimentação classificada (relação de crivagem: $\frac{l_1}{l_2} = 0.5\frac{d_2 - 1}{d_1 - 1}$). Esta deve ser jigada sem sucção e fornece concentrado sobre-rede.
- Alimentação proveniente dos primeiros "spigots" de hidroclassificadores de canal. Consoante a luz da rede de jiga utilizada, pode comportar as soluções anteriores, mas a mais corrente será a de fornecer apenas concentrados de filtração com leito filtrante artificial. Ela deve trabalhar sob sucção.
- Alimentação proveniente dos últimos "spigots" de hidroclassificadores de canal. O produto de filtração corresponderá à classe dos concentrados.

Devido ao facto das partículas de diferente calibre ou diferente densidade não percorrerem a mesma distância em cada um dos períodos da pulsação, resulta uma estratificação em função da sua densidade e do seu calibre. Algumas partículas podem ficar imóveis em diferentes instantes, enquanto outras, as de pequeno calibre, podem deslocar-se através dos canais inter-partículas. Para analisar o efeito da densidade e do calibre das partículas e da expansão e compactação (sucção) do leito (correntes intersticiais na jigagem), considere-se uma jiga tratando uma mistura de minerais de diferente calibre e de igual calibre. Considere-se dois grãos minerais: **a** o mineral menos denso e **b** o mineral mais denso, situados no mesmo nível de jigagem e pertencendo à camada heterogénea a separar (Figura 4.3). Sob a acção da pulsação, quando o pistão baixa, as partículas elevam-se sob o efeito das correntes ascendentes, e irão ocupar, respectivamente, as posições $\mathbf{a_1}$ e $\mathbf{b_1}$, conforme as suas densidades. Mas, quando o pistão sobe, sob a acção das correntes descendentes ou correntes de sucção, os dois grãos são apanhados entre os grãos minerais bruscamente vindos de cima. Neste aperto das partículas os dois grãos irão ocupar as posições $\mathbf{a_2}$ e $\mathbf{b_2}$. No final deste ciclo observa-se que $\mathbf{d_2 < d_1}$, pelo que se conclui que os grãos que se pretendia afastar o mais possível, são aproximados durante o período de sucção. Nos estratos do nível inferior é maior a resistência à penetração. Isto permite concluir que alimentações crivadas devem ser tratadas por jigagem sem sucção.

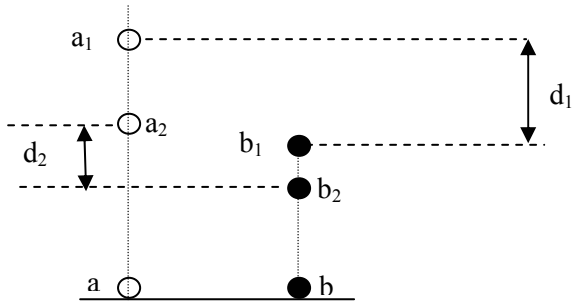


Figura 4.3 – Jigagem com sucção de alimentação crivada

Se para uma alimentação crivada se trabalhar sem sucção ou com sucção reduzida, então os grãos $\mathbf{a_1}$ e $\mathbf{b_1}$, do exemplo anterior, nãos serão apanhados nem apertados, mas descerão para $\mathbf{a_3}$ e $\mathbf{b_3}$ (Figura 4.4), conseguindo-se um aumento do seu afastamento entre os dois grãos no período de sucção, sendo $\mathbf{d_3}>\mathbf{d_1}$. Isto resulta de neste período o leito não estar compactado sobrepondo-se o efeito densidade, caindo mais rapidamente as partículas densas.

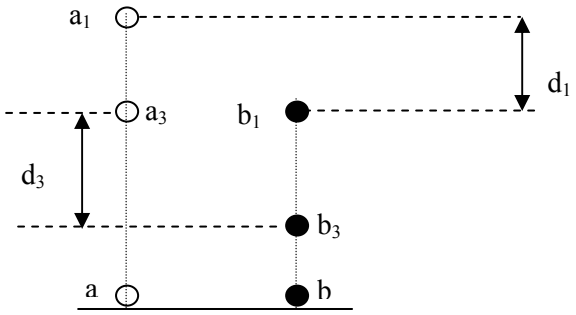


Figura 4.4 – Jigagem sem sucção de alimentação crivada

Considere-se agora uma mistura de minerais constituída por grãos de diferente calibre e diferente densidade e que este material foi classificado por equivalência. Considere-se dois grãos minerais equivalentes, **a** de mineral leve e **b** de mineral denso (figura 4.5). Trabalhando com correntes ascendentes e descendentes iguais (com sucção) os grãos ocuparão as posições $\mathbf{a_1}$ e $\mathbf{b_1}$ no final do período de correntes ascendentes, pois apresentam a mesma equivalência. Quando a sucção actuar, o grão maior será imobilizado ou retardado, descende até $\mathbf{a_4}$, enquanto o grão mais pequeno e de maior densidade, descerá até $\mathbf{b_4}$, pois desloca-se mais facilmente através dos canais inter-partículas. Deste modo, para este tipo de material, as duas espécies minerais afastar-se-ão apenas durante o período de sucção. Isto permite afirmar que quando o produto é classificado por equivalência ele deve ser jigado com sucção.

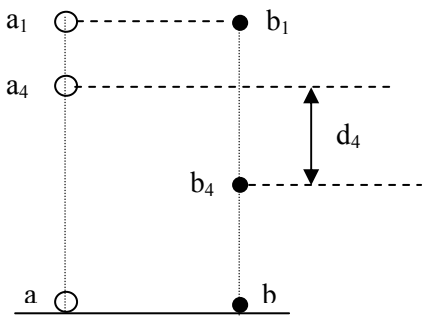


Figura 4.5 – Jigagem com sucção de alimentação classificada por equivalência

A capacidade das jigas depende da sua dimensão, sendo proporcional à área da superfície de jigagem, e é proporcional ao efeito de transporte da corrente horizontal desde a entrada da alimentação até à descarga do estéril (Figura 4.2). A capacidade poderá variar entre 2ton/hora/m^2 para calibre finos até 25ton/hora/m^2, para calibres grosseiros.
Dois factores regulam a eficiência de jigagem. O primeiro corresponde ao tempo necessário para que a mais fina partícula de mineral denso possa penetrar no leito de concentrados durante o seu percurso, o que está relacionado com a velocidade de carreamento horizontal. Por sua vez esta velocidade depende do volume da alimentação, da secção transversal, do volume e da corrente de água hidráulica – excesso de pulsação sobre a sucção. Excessiva velocidade de carreamento horizontal pode levar ao arrastamento de mineral denso e sua descarga na zona do estéril.
O segundo factor diz respeito à justeza das condições operatórias e grau de fluidez dos leitos. Se a alimentação correr rapidamente, a separação sofre por insuficiência de tempo de estratificação, se a alimentação for tal que exija um largo emprego de água hidráulica e pistonagens violentas para assegurar a necessária fluidez dos leitos corre-se o risco de excesso de água locais originando perdas.

c) Tipos de produtos a obter

Consoante o tipo de produtos a obter – concentrados finais, estéreis finais ou produtos intermédios – e, portanto, o objectivo particular de cada aparelho, serão diferentes as condições de trabalho. Refira-se que naqueles três casos as alimentações também devem diferir entre si, conforme se trata de operações de apuramento, reclamação e desengrossamento.
Assim quando se pretende obter um concentrado final (apuramento) os leitos devem ser espessos e consistentes, exigindo-se o contrário quando se pretende obter um estéril final (reclamação ou desengrossamento).

Pode assim dizer-se que os principais factores que condicionam o processo de jigagem são: densidade dos leitos e seu grau de dilatação, calibre e forma das partículas que formam os leitos, espessura e uniformidade dos leitos, equilíbrio entre os cursos de pistonagem (com sucção e sem sucção), adição de água hidráulica e caudal de alimentação.

4.4 - Principais tipos de jigas

As principais diferenças entre os vários tipos de jigas estão relacionadas com o seu modo de ocasionar a pulsação e o modo de recolha do afundado. De um modo geral as jigas são classificadas de acordo com o modo como se efectua a dilatação do leito. Elas são de crivo móvel (menos utilizadas) e de crivo fixo. Nas primeiras, o crivo móvel que suporta os leitos do minério, é alternadamente mergulhado e elevado na água de um recipiente para que se

originem as correntes ascendentes e descendentes. Nas jigas de crivo fixo a água é obrigada, por efeito do movimento alternativo de um pistão, a atravessar os leitos do minério em jigagem. Muitas vezes o crivo tem uma abertura superior ao calibre do material, significando que o concentrado passa através dele.
Na figura 4.1 representou-se esquematicamente uma jiga: pode observar-se que ela está dividida em duas secções principais, uma que contém o crivo que suporta e eleva o minério e outra secção onde se gera a pulsação do fluido.
Para completar a acção pulsante e para manter, se necessário, o leito expandido por um maior tempo, ou pouco compacto durante o período de aperto do leito (correntes descendentes – sucção) pode fazer-se a alimentação adicional de água (água hidráulica).
Existem vários tipos de jigas de crivo fixo, cujas características se apresentam na tabela 4.2.

Tabela 4.2 – Alguns tipos de jigas e suas características

Tipo de Jiga	Capacidade ($t/h/m^2$)	Calibre (mm)	Pulsações por min.	Curso Pistão (mm)
Hartz	4.5	0.3-20	120-270	6-35
Denver	14	0.3-2	270-300	10-30
Pan American	9-100	0.2-12	150-180	10-25
Ancock	2-4.5	1-12	180-200	10-20
Hardy-Smith	15	1-12	250-300	10-20

Jiga Hartz – Compõe-se geralmente de três ou mais células iguais, rectangulares, separadas e independentes que a alimentação percorre em série. A parte superior de cada célula é dividida em dois compartimentos (de jigagem e de pistonagem), sendo o seu fundo inclinado. A rede do compartimento de jigagem é mantida fixa por duas grades de ferro entre as quais se localiza a rede. O movimento alternativo de subida e descida dos pistons de cada compartimento de pistonagem origina o fluxo e refluxo da água no compartimento de jigagem.

Jiga Denver – Compõe-se geralmente de duas células iguais e independentes para realizarem a separação em série, sendo cada uma delas dividida superiormente em compartimento de jigagem e pistonagem. A pistonagem é feita por meio de um êmbolo com borda selada por uma membrana flexível de borracha. Durante o período de subida do pistão é possível injectar água na câmara de jigagem, permitindo atenuar o período de sucção, ou regular a sua intensidade.

Jiga Pan-American – Compõe-se de duas ou três células iguais e independentes associadas em série, sendo cada uma delas dividida pela rede em compartimento de jigagem (superior) e compartimento de produtos de filtragem (inferior). Neste a pistonagem é conseguida por meio de êmbolo que acciona a parte cónica inferior do compartimento do filtrado ligada à superior

por um diafragma de borracha. Superiormente ao diafragma faz-se a entrada de água sob pressão para regular a sucção.

Jiga Hancock – É uma jiga de rede móvel, mergulhando e emergindo da água contida num reservatório. Consta de um tanque rectangular alongado, compartimentado inferiormente e cheio de água. Um pouco abaixo do nível da água move-se um crivo de malha crescente para a saída, que emergindo e imergindo alternadamente, provoca a dilatação e compactação do leito e provoca o caminhamento longitudinal do minério a separar. Os concentrados e mistos atravessam a rede de jigagem e caem nos compartimentos inferiores, diminuindo o seu teor da entrada para a saída. Este tipo de jiga pode ser utilizado no tratamento de minérios pobres, funcionando como desengrossadora.

Jiga Hardy-Smith – Trata-se de uma jiga redonda com um crivo provido de movimento ascendente (rápido) e descendente (lento) regulável. Uma vez que a alimentação é efectuada no centro, ela apresenta a vantagem da velocidade da corrente horizontal de carreamento diminuir do centro para a periferia (zona da descarga). Elas são particularmente apropriadas para a recuperação de minerais finos densos. Têm ainda a vantagem de consumir menos água e ocupar menos espaço que as jigas rectangulares.

5 - CONCENTRAÇÃO HIDROGRAVÍTICA EM LEITOS SEMI-ESTACIONÁRIOS E MEIOS FLUENTES

5.1. - Princípios gerais

Na concentração hidrogravítica de minerais de calibres inferiores a cerca de 2 mm utilizam-se processos ou aparelhos nos quais as separações densitárias se processam pelas seguintes acções:

a) Classificação vertical operada em leitos plurigranulares de partículas minerais assentes sobre uma superfície inclinada e oscilante (leitos semi-estacionários) e carreamento provocado por uma corrente de água de lavagem (meio fluente).

b) Classificação vertical operada em leitos plurigranulares de partículas minerais assentes sobre uma superfície inclinada e fixa (leitos semi-estacionários) e carreamento provocado por uma corrente de água de lavagem (meio fluente).

c) Classificação longitudinal (calibragem fílmica) operada em leitos monogranulares de partículas minerais assentes sobre uma superfície inclinada mais ou menos fixa, sob a acção de um delgado filme de água de lavagem ou de carreamento (meio fluente).

Nos aparelhos em que se operam classificações verticais de leitos plurigranulares de partículas minerais (caso (a) e (b)), aquelas são responsáveis por as partículas densas formarem os estratos inferiores e as menos densas formarem os estratos superiores, sendo estas últimas deslocadas sobre aquelas por efeito da corrente de água de carreamento, originando-se a sua separação densitária (figura 5.1). Nos leitos monogranulares (caso c)) a separação densitária resulta da diferente velocidade de deslocamento das partículas leves relativamente às pesadas sob a acção duma toalha de água correndo sobre uma superfície inclinada (figura 5.2 e 5.3).

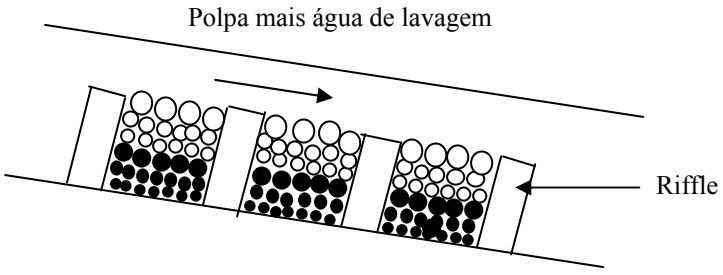


Figura 5.1 – Classificação vertical em leitos oscilatórios e vibratórios

5.1.1 - Separação em leitos semi-estacionários oscilatórios

Nos leitos plurigranulares oscilatórios origina-se uma concentração e classificação vertical em estratos formados por partículas de densidade decrescente da superfície oscilante de apoio para o topo e por arranjo dos grãos de igual densidade de cada estrato segundo calibres crescentes a partir da sua base (figura 5.1).
Para que esta estratificação se verifique é necessário que o plano oscilatório de suporte do leito de partículas seja provido de movimento horizontal suficiente para provocar o movimento das partículas, mas sem sensível elevação do conjunto, devendo ainda existir atrito entre a superfície de sustentação e as partículas e destas entre si. Sob tais condições, o movimento da superfície de apoio do leito é transmitido à camada de partículas imediatamente em contacto que, por sua vez, o transmite à camada vizinha e assim sucessivamente, em graus decrescentes de intensidade, das camadas inferiores do leito para as superiores. Em resultado de tal agitação, as partículas maiores tendem a localizar-se nas zonas de menor movimento, rodando sobre as partículas menores e indo ocupar a parte superior do leito. As partículas pequenas são como que crivadas através dos espaços intergranulares das partículas maiores e vão ocupar os níveis inferiores do leito.
A resistência à penetração no leito é maior para as partículas super-intersticiais, e será relativamente pequeno para as partículas sub-intersticiais. Aquela resistência também depende do calibre e densidade das partículas que formam o leito.
De um modo geral a resistência à penetração do conjunto de estratos do leito é gradativamente crescente do topo para a base.
Este tipo de equipamentos deverá ser alimentado por um produto previamente classificado por equivalência ou submetido a crivagem cerrada. Sob tais condições não se verificará a mistura, no mesmo estrato, de partículas finas e leves com partículas grandes e densas.

5.1.2 - Separação em leitos semi-estacionários vibrantes

Quando um conjunto de partículas de calibres e densidades diferentes é mantido em agitação (independentemente do movimento da superfície de apoio que poderá estar fixa) sob grau suficiente para que as mesmas não estejam em suspensão na água, mas contactem suficientemente formando um leito, verifica-se a estratificação vertical semelhante ao caso anterior. Assim, observa-se que os minerais densos ocuparão os estratos inferiores e os mais densos os estratos superiores e dentro de cada um destes estratos o calibre aumenta de baixo para cima. A agitação ou vibração das partículas pode verificar-se por acção de turbilhões da corrente de água de carreamento e choques de partículas entre si (canais rheolavadores, espirais de Humphrey), ou por acção de remeximento com pás ou outros dispositivos (caleiras).
Operada aquela estratificação vertical, exige-se a remoção ou deslocamento dos estratos superiores das partículas menos densas relativamente aos inferiores, de partículas densas, para que se verifique a separação densitária, o que é realizado pela corrente de água de carreamento.

Uma vez que nos leitos vibratórios a classificação vertical é geralmente menos perfeita que a obtida nos leitos oscilatórios, os seus equipamentos são geralmente utilizados como desengrossadores.

5.1.3 - Separação em meios fluentes

As toalhas de água originam separações densitárias de partículas por efeito dos seus diferentes percursos longitudinais. A força nelas exercida pelo meio fluente (lâmina de água) é directamente proporcional à secção das partículas normalmente ao movimento daquele, dependendo o deslocamento do calibre, da forma e da densidade da partícula, da velocidade e espessura do filme de água e ainda da inclinação e rugosidade da superfície de apoio. Com este tipo de separações pretende-se que as partículas da espécie mineral densa fiquem na superfície de separação e as partículas da espécie mineral menos densa sejam transportadas para fora dela pela acção de lavagem da toalha de água.
As classificações longitudinais (concentrações gravíticas) operadas pela toalha de água diferem consoante as partículas minerais se deslocam em queda no seio da toalha de água ou se deslocam por rolamento sobre a superfície onde ela corre.
No primeiro caso, a classificação longitudinal no sentido da corrente faz-se por ordem decrescente da equivalência das partículas em queda (Figura 5.2).

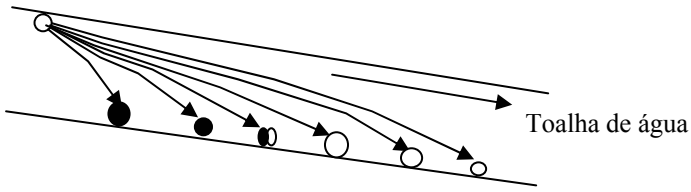


Figura 5.2 - Classificação longitudinal em queda na água

No segundo caso, ela opera de modo diferente, para partículas de igual equivalência movem-se mais rapidamente as partículas de maior calibre, e para partículas de igual calibre, deslocam-se mais rapidamente as de menor densidade. Deste modo, uma mistura de partículas de duas espécies minerais, classificar-se-á longitudinalmente por ordem decrescente de densidade e crescente de calibre para as partículas da mesma densidade (Figura 5.3). Na zona de transição duma espécie mineral para a outra, as partículas grosseiras da espécie mineral densa associam-se às partículas finas menos densas. Regulando a inclinação da superfície e o caudal de água poderá conseguir-se que os grãos da espécie mineral densa sejam mantidos sobre a superfície de separação, enquanto que os de menor densidade são arrastados para fora dela.

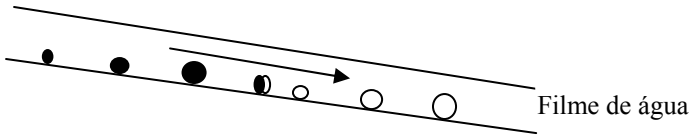


Figura 5.3 - Classificação longitudinal por rolamento das partículas

Do exame das condições que conduzem a separações gravíticas pelas toalhas de água conclui-se da necessidade de classificar previamente as alimentações a submeter a este tipo de concentrações, sob pena de se perderem partículas grosseiras da espécie mineral densa, pois saem misturadas com os finos leves. Essa classificação deve ser feita sempre que possível por equivalência ou então proceder a crivagens cerradas. Aquela primeira impede a existência simultânea na alimentação de partículas finas pouco densas e partículas grosseiras densas.
Neste tipo de separações é necessário ter em atenção a espessura do filme de água e o tamanho máximo das partículas. De facto se sobre um superfície inclinada correr um filme de água de espessura H e nele se lançar um conjunto de partículas minerais de calibres diferentes, os grãos do tipo A não se deslocam pois ficam acima da toalha de água (não devem fazer parte da alimentação), os grãos como B, de calibre aproximadamente igual a H, deslocam-se rapidamente, enquanto que os finos, como C, deslocam-se lentamente pois ficam sujeitos à acção dos filetes líquidos inferiores, de velocidade pequena (Figura 5.4). A separação densitária neste tipo de equipamentos, embora condicionada pela densidade das partículas, é condicionada predominantemente pelo calibre das partículas, daí designar-se também por calibragem filmica.
Quando a superfície de separação é rugosa, as depressões existentes actuam como pequenos "riffles" nos quais as partículas finas densas ficam protegidas da acção de arrastamento da lâmina de água.

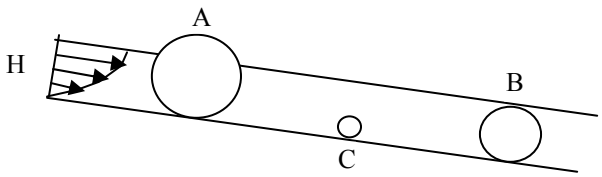


Figura 5.4 – Influência da espessura do filme de água

5.2 - Aparelhos de concentração em leitos oscilatórios

Dentro deste grupo os principais aparelhos de concentração hidrogravítica industrias são as mesas. Para além destas, em trabalhos de prospecção é comum utilizarem-se as bateias.
Na figura 5.5 representa-se de forma esquemática uma bateia. Neste aparelho manual a concentração compreende uma sucessão de estágios de estratificação sob movimentos manuais de oscilação, alternando com lavagens sob a acção de uma toalha de água. Esta

remove os leitos superiores de partículas minerais menos densas, ficando no fundo as partículas mais densas.

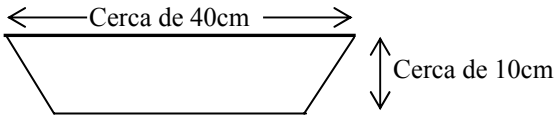


Figura 5.5 – Bateia (corte longitudinal)

Mesas Oscilantes

As mesas são os aparelhos mais importantes na concentração de areias em leitos oscilatórios. A mesa concentradora ou vibratória é um equipamento relativamente antigo, que evoluiu lentamente ao longo do tempo, até às mesas modernas, que desempenham um papel importante na concentração de minerais. As mesas operam sobre material mais fino que as jigas, mas isto acontece à custa da capacidade, que diminui acentuadamente.

Operam como se fossem uma bateia mecanizada. Consistem num tabuleiro ou mesa rectangular ou romboedral, em posição quase horizontal, sendo-lhe comunicado um movimento oscilatório mais ou menos paralelo ao seu eixo maior (Figura 5.6). Perpendicularmente a esta direcção, a superfície da mesa é inclinada e corre uma delgada toalha de água. A alimentação entra no topo da mesa (canto) e estende-se sobre a mesa por acção da sua vibração e da água de lavagem. A descarga do produto tem lugar ao longo dos lados opostos aos da alimentação.

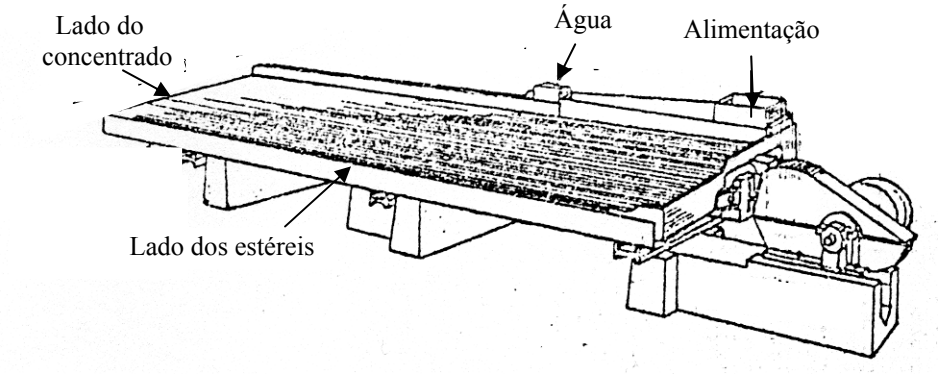


Figura 5.6 – Esquema de uma mesa oscilatória

A superfície da mesa é em quase toda a sua extensão provida de "riffles" que se orientam paralelamente, ou ligeiramente oblíquos, à direcção dos impulsos. A função dos "riffles" é permitir a estratificação vertical das partículas e simultaneamente proteger as partículas mais densas da acção da água de lavagem. A sua altura diminui longitudinalmente, desde a zona de alimentação até à zona de recolha do concentrado, e aumenta transversalmente desde a zona da alimentação até à zona de recolha do estéril.

Um tubo ou canal perfurado, colocado na parte superior da mesa, distribui sobre ela uma toalha contínua de água (água de carreamento ou de lavagem transversal).
O movimento oscilatório da mesa é imprimido por um mecanismo designado de vibrador, do qual existem vários modelos. Sob a acção do movimento oscilatório opera-se entre os "riffles a conhecida estratificação vertical das partículas minerais conforme representado na Figura5.1. Ao mesmo tempo, sob a acção de tais impulsos, as partículas vão-se deslocando longitudinalmente para a zona de descarga do concentrado. Por outro lado as partículas dos estratos superiores estão sujeitas à acção transversal da corrente da água de lavagem. Desta simultaneidade de acções resulta que as partículas tendem a dispor-se diagonalmente sobre a superfície da mesa, formando bandas ou zonas constituídas por produtos de igual calibre e densidade (Figura 5.7). Destas acções resulta que as partículas mais densas, ocupando os estratos inferiores, saem no topo longitudinal da mesa e as partículas menos densas, constituindo os estratos superiores são arrastadas pela água de lavagem e saem no topo transversal da mesa.

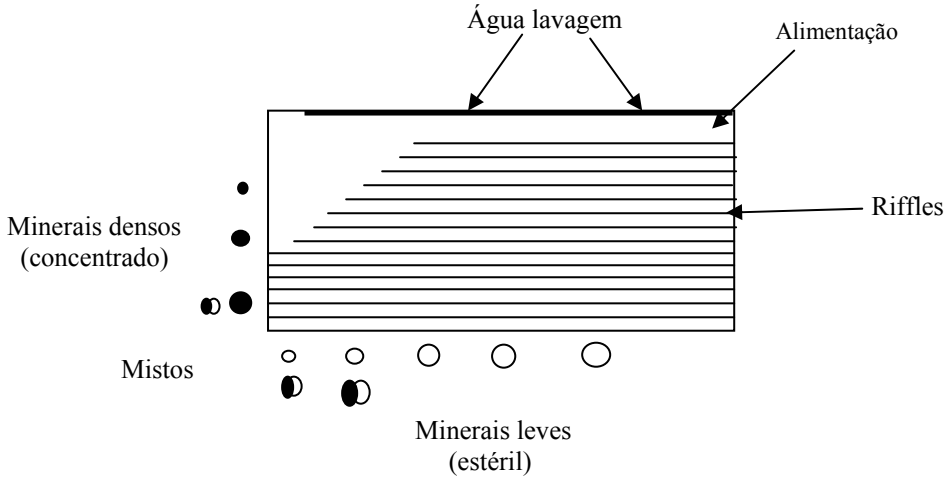


Figura 5.7 - Distribuição das partículas sobre a mesa

Em face do exposto pode dizer-se que, consoante o tipo de alimentação, a mesa conduz aos seguintes resultados:

- Alimentação constituída por partículas de calibres diferentes e igual densidade: as mais finas tendem a distanciar-se das de maior tamanho indo ocupar as zonas mais elevadas da mesa (neste tipo de alimentação não se poderiam separar os minerais por este processo);
- Alimentação constituída por partículas de calibres e densidades diferentes, mas em que as partículas mais pequenas são mais densas: as partículas mais pequenas (porque são mais pequenas e porque têm maior densidade) tendem claramente a distanciar-se das de maior tamanho indo ocupar as zonas mais elevadas;
- Alimentação constituída por partículas de calibres e densidades diferentes, mas em que as partículas maiores são mais densas: não mostra uma vincada tendência para a separação (a influência da densidade na estratificação é atenuada pela influência do calibre);

- Alimentação constituída por partículas com o mesmo calibre e densidades diferentes tendem a tomar trajectórias diferentes, mas apenas por efeito da sua diferente densidade.

Em face do exposto conclui-se da necessidade de submeter a prévia classificação do produto a tratar em mesas, preferencialmente classificá-lo por equivalência.

O vibrador é o responsável pelo movimento oscilatório alternativo da mesa e simultaneamente pelo caminhamento longitudinal das partículas minerais nela apoiada.
Relativamente às características do movimento oscilatório do tabuleiro, as mesas classificam-se em deslizantes e oscilantes, consoante o segmento de recta que define a direcção desse movimento alternativo é um segmento de recta do próprio tabuleiro ou é oblíquo a ele.
À primeira classe pertencem mesas em que o tabuleiro desliza sobre guias planas ou se apoia em roletes (ex. mesas Wilfley, Deister, Butchard). O movimento é horizontal, rectilíneo, alternativo e assimétrico (aceleração desigual no avanço e no recuo, sendo maior no recuo).
À segunda classe pertencem mesas como a Holman e James, nas quais o tabuleiro é suportado por lâminas flexíveis, sendo-lhe imprimido um movimento rectilíneo, alternativo, simétrico (aceleração igual no avanço e no recuo) e oblíquo relativamente ao plano do tabuleiro. Neste tipo de mesas a pressão normal exercida pelos grãos minerais sobre a superfície do tabuleiro (atrito), varia continuamente nos diferentes ciclos do movimento, sendo maior no avanço.

Quanto à forma do tabuleiro das mesas, podem ser de forma rectangular, romboedral ou outra. A forma romboedral faz um melhor aproveitamento da superfície que a rectangular, resultando daí maior capacidade por unidade de superfície.

O comprimento e largura variam conforme o calibre das partículas e o objectivo a desempenhar. Exigem-se tabuleiros longos e mais estreitos no tratamento de partículas de maior calibre. Isto justifica-se pelo facto de para partículas maiores, a componente de caminhamento horizontal ser proporcionalmente maior que a de arrastamento transversal, pois as partículas maiores são mais dificilmente carreadas pela água. No tratamento de partículas finas exigem-se mesas mais curtas e mais largas, pois passa-se o inverso.
As mesas a tratar material do calibre de areias deverão ter tabuleiros providos de “riffles” mais altos e em maior área que as mesas de tratamento de partículas finas.
Mesas em que o objectivo seja o desengrossamento (obtenção de um pré-concentrado a retratar e um estéril a rejeitar), deverão ter tabuleiros curtos e largos. Isto nem sempre se verifica porque esta operação é efectuada sobre material “grosseiro“ (1-3mm), e o efeito calibre pode sobrepor-se ao tipo de material que se pretende. Assim de um modo geral mesas a efectuar desengrossamento têm tabuleiros compridos e estreitos.
Mesas em que o objectivo seja o apuramento (obtenção de um concentrado final e de um estéril a retratar), deverão ter tabuleiros mais compridos e mais estreitos, pois assim é menor a probabilidade da ganga ser recolhida na zona do concentrado. Isto nem sempre se verifica porque quando esta operação é efectuada sobre material fino, o efeito calibre pode sobrepor-se ao tipo de material que se pretende, correndo-se o risco da maioria da substância mineral

útil sair na zona do estéril. Assim, de um modo geral mesas a efectuar apuramento sobre um material fino deverão ter tabuleiros menos compridos e mais largos.
Os diversos tipos de mesas oscilantes variam consoante o tipo de vibrador, forma e apoio do tabuleiro. A tabela 5.1 indica algumas das características das mesas oscilatórias mais utilizadas.

Tabela 5.1 – Vários tipos de mesas e suas características

Tipo de mesa oscilatória		Capacidade (ton/24 horas	Calibres (mm)	Curso (mm)	Frequência (rpm)	Água (l/min)
Deslizante	Wilfley	100 – 10	2.5 - 0.1	25 - 15	250 - 300	30
	Deister	250 - 20	3.5 - 0.15	35 - 15	265 - 300	30
	Butchard	200 – 30	3.5 - 0.15	35 - 15	240 - 300	40
Oscilante	Holman	20 – 7.5	2 - 0.1	25 - 15	280 - 300	5 - 20
	James	20 – 7.5	2 - 0.1	25 - 15	280 - 300	5 - 20

As mesas de um só tabuleiro têm uma capacidade relativamente pequena para o seu custo e necessidade de espaço. A capacidade das mesas depende da sua dimensão e do calibre do material que estão a trabalhar. Quanto maior é o calibre do material, mais altos deverão ser os ”riffles” ou seja maior é a capacidade da mesa.

A regulação de uma mesa pode fazer-se actuando sobre os seguintes factores:
- Inclinação do tabuleiro;
- Caudal de água de lavagem;
- Frequência e curso do movimento oscilatório;
- Características dos “riffles” e da superfície do tabuleiro (atrito).

O aumento da inclinação do tabuleiro (geralmente da ordem dos 8º a 10º) ou do caudal de água de lavagem conduz ao aumento da componente de carreamento pela água de lavagem, significando que mais material sai na zona dos estéreis. Este tipo de alteração poderá conduzir à obtenção de concentrados mais puros, mas conduz também à obtenção de estéreis menos pobres.

5.3 - Aparelhos de concentração em leitos vibrantes

As caleiras, as espirais de Humphrey, concentrador Reichert e os canais rheolavadores (para carvão) são alguns dos mais usuais aparelhos de concentração hidrogravítica que utilizam os princípios da concentração em leitos vibratórios. Enquanto o primeiro é de extracção descontínua os outros três são de trabalho e extracção contínua.

5.3.1 - Caleira

Este aparelho é utilizado há já alguns séculos, fundamentalmente no tratamento de aluviões auríferos e de cassiterite, tendo nos nossos dias este mesmo tipo de aplicação. Ele tem, porém, uma capacidade reduzida. Exigem elevada aptidão à lavagem (elevada diferença de densidade entre os minerais a separar) e produzem concentrados que precisam ser apurados em outros aparelhos de concentração.

Uma caleira consiste num canal inclinado, geralmente de madeira, de secção transversal rectangular, por onde escoa o minério a tratar sob a forma de polpa (figura 5.8). No fundo da caleira são instalados vários septos ou obstáculos ("riffles"), de modo a promover alguma turbulência e possibilitar a deposição das partículas pesadas, enquanto as leves e grossas passam para o rejeito transportadas pela água. Os obstáculos podem ser amovíveis ou podem ser substituídos por carpete que é mais eficiente para aprisionar ouro.

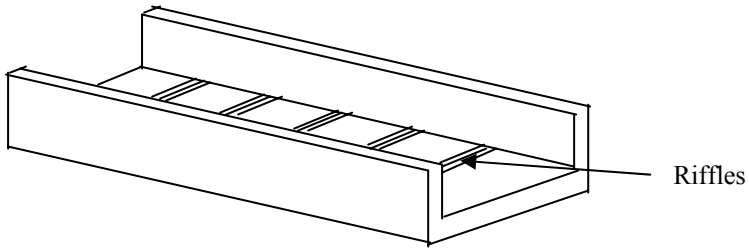


Figura 5.8 – Representação típica de uma caleira

As principais variáveis de uma caleira são a largura, profundidade, comprimento (alguns metros - quanto maior, maior é a recuperação), inclinação e a quantidade de água. Numa instalação a laborar a quantidade de água e a inclinação do canal são regulados de modo que as partículas leves se desloquem sobre os "riffles" e as partículas pesadas fiquem depositados entre os "riffles". Como se viu anteriormente, por acção turbilhonar da corrente de água as partículas pesadas vão atingindo o fundo do canal, atravessando os leitos superiores de areias leves em agitação entre os "riffles", e que se vão deslocando gradualmente para cima e, portanto, vão-se expondo à acção de arrastamento da corrente de água. Quando se verifique que já existe suficiente quantidade de substância mineral útil (densa) entre os "riffles" o material retido nesses obstáculos (pré-concentrado) é removido manualmente, após interrupção ou desvio da alimentação, e em alguns casos pode ser submetido a uma tratamento de apuramento.

Tal como nos aparelhos anteriores, dado o mecanismo de separação, as partículas pesadas finas são preferencialmente recuperadas em relação às pesadas grossas. Por este motivo é fundamental a classificação por equivalência, ou uma crivagem cerrada, do produto a tratar. De um modo estes aparelhos podem tratar material com calibre variando entre 0.2 mm e alguns milímetros.

5.3.2 - Canais "Rheolavadores"

São canais de trabalho contínuo, utilizados no tratamento de carvões. A separação operada baseia-se na estratificação vertical quando o minério é submetido à acção duma corrente de água num canal. Essa estratificação leva a que os leitos junto do fundo do canal sejam constituídos por xistos, os superiores e próximos da superfície sejam de carvão, e os leitos intermédios sejam de mistos ("raianos"). Tal como nos aparelhos anteriores, também aqui se verifica que em cada um destes leitos há uma classificação por calibres, dispondo-se os menores calibres nos estratos inferiores. A corrente de água no canal e a sua inclinação são regulados de modo que a sua velocidade, na região inferior, seja suficiente para poder transportar o leito de xistos que aí se origina, constituindo um leito móvel mas denso que se opõe à penetração das partículas leves de carvão. Mediante contínua diminuição do pendor do canal para o extremo da descarga, ou por variação da secção, a velocidade da corrente de água de carreamento vai diminuindo, devendo no entanto ter valor suficiente para o completo arrastamento dos produtos até ao seu extremo.

Ao contrário das caleiras, os canais "rheolavadores" permitem separação contínua dos produtos, pois no fundo dos canais existem orifícios ("rheos") que permitem a evacuação do leito dos xistos (Figura 5.9). Estes "rheos" são como os "spigots" dos hidroclassificadores, estando também dotados de corrente de água ascensional sob pressão, que permite regular a separação. Os produtos extraídos pelos "rheos" são tanto menos densos quanto mais afastados se encontram da zona da alimentação do canal e tanto mais finos quanto mais perto desta zona.

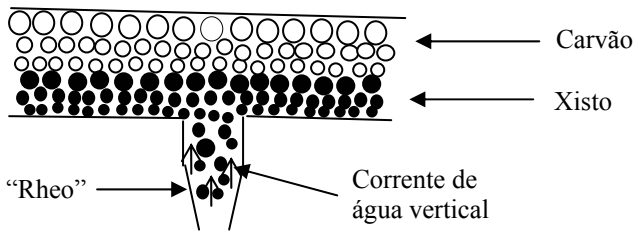


Figura 5.9 – Classificação vertical num Canal "Rheolavador"

Teoricamente uma instalação constituída apenas por único canal provido de um número suficiente de "rheos", poderia efectuar eficazmente a separação de um minério de carvão originando um concentrado e um estéril final. No entanto, porque se torna impossível obter uma separação perfeita dos xistos sem ter de se tolerar perdas em carvão, a solução geralmente adoptada consiste em retratar no mesmo canal ou num segundo canal os produtos descarregados pelos "rheos" (Figura 5.10). O número de canais necessários e o esquema de tratamento (canais em cascata) depende das características do minério e da qualidade dos produtos que se pretenda obter.

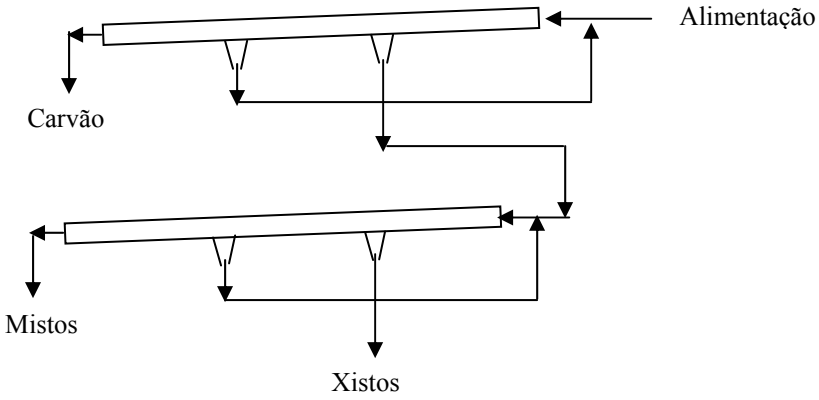


Figura 5.10 – Exemplo da utilização de dois canais em cascata

5.3.3 - Espirais de Humphrey

Este aparelho consiste num canal de secção transversal semi-circular enrolado segundo uma hélice de eixo vertical, de 2 a 3 metros de altura (consoante o número de espiras 5 a 6) e de diâmetro entre 0.5m e 1m (Figura 5.11)

No tratamento de partículas finas estes são os concentradores hidrogravíticos que apresentam dos melhores resultados, sendo mais eficientes e económicos e menos espaciais do que as mesas. Têm uma gama de trabalho entre 50 micra e 1 mm. Uma espiral simples apresenta uma capacidade semelhante à da mesa, mas ocupa uma área muito menor.

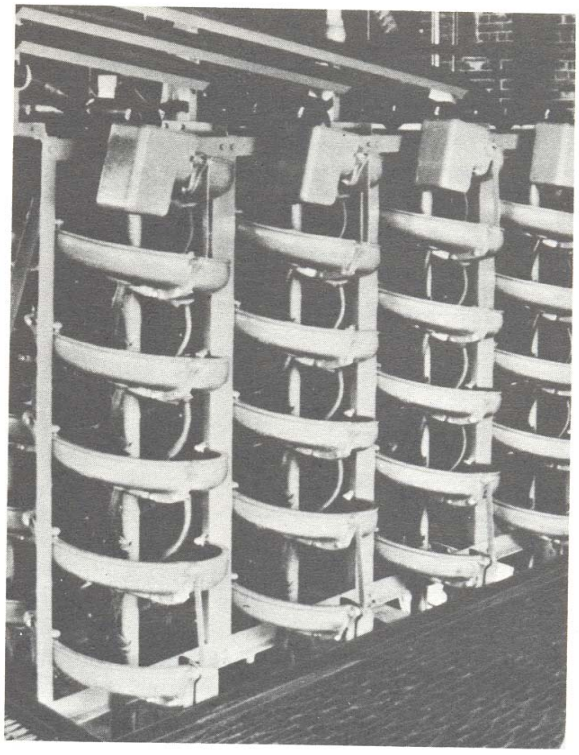


Figura 5.11 – Esquema de uma espiral Humphrey

A polpa, com uma concentração de sólidos de aproximadamente 25%, e a água de lavagem são alimentadas superiormente (correndo no interior do canal), a sua velocidade aumenta desde um valor mínimo na superfície do canal até um valor máximo na interface com o ar. Cada partícula no seu movimento é submetida à acção da força centrífuga, que é directamente proporcional ao quadrado da velocidade de escoamento e à massa da partícula, e inversamente proporcional ao raio da trajectória por ela descrita. Esta força, agindo sobre a água acumula-a sobre o bordo exterior do canal.

Ocorre também aqui uma estratificação vertical das partículas, por ordem decrescente de densidade e crescente de calibres em cada estrato densitário. Assim, as partículas grossas-leves ficam sujeitas a maiores acções de lavagem do que as partículas finas-densas que se deslocam no fundo do canal (Figura 5.12). Por este motivo, logo na primeira espira, as partículas finas da substância mineral útil (mais densa) sedimentam no fundo do canal, enquanto que as de maior calibre são arrastadas para a periferia pela corrente principal. As partículas leves são arrastadas para a periferia. Uma vez estabelecida esta disposição, é possível retirar os concentrados e mistos através de orifícios localizados próximo do raio interior da espiral e situados a intervalos regulares uns dos outros. O estéril (material menos denso) sai no fundo do canal pela última espira. Para purificar os concentrados faz-se a alimentação de água limpa (água de lavagem) após cada remoção do concentrado, com o objectivo de limpar a película de minerais leves e finos dos minerais pesados e também manter a diluição da polpa.

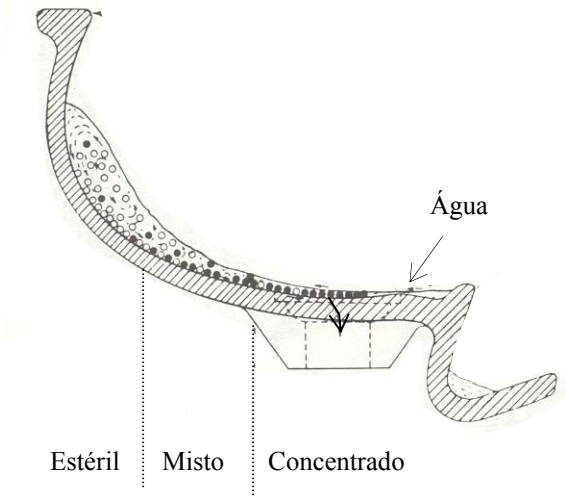


Figura 5.12 – Separação operada numa espiral Humphrey

5.3.4 - Concentrador Reichert

Consiste numa série de cones invertidos sobrepostos por distribuidores cónicos, e dispostos verticalmente. Este tipo de concentrador tem apenas algumas dezenas de anos. A figura 5.13 representa um concentrador Reichert constituído por um cone duplo e um cone simples. A

alimentação é feita homogeneamente sobre a superfície do distribuidor cónico, neste não é realizada qualquer concentração. De seguida a polpa flui para o cone concentrador. Uma vez que neste a polpa flui em direcção ao centro, a espessura do leito aumenta (cerca de 4 ou mais vezes) pois diminui a área da secção transversal. As partículas mais densas tendem a ocupar os estratos próximos da superfície e os mais leves ocupam os estratos superiores. Próximo do centro do cone existe uma abertura anelar que permite remover os minerais que constituem os estratos inferiores (os minerais mais densos – pré-concentrado). As partículas mais leves passam sobre essa abertura anelar e são conduzidos a um tubo central que poderá alimentar outro estágio de cones, caso ainda ali existam minerais densos. Se porventura os estratos superiores do primeiro cone forem constituído apenas por minerais leves, este produto é rejeitado. Por outro lado, se o material recolhido na abertura anelar do primeiro cone ainda contiver uma grande quantidade de minerais leves, este produto é retratado no cone seguinte (figura 5.13).

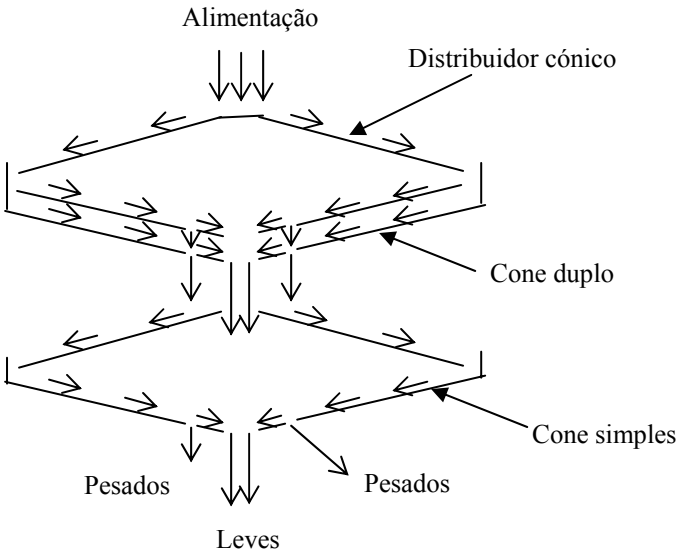


Figura 5.13 - Concentrador Reichert de dois cones

Os cones são fabricados com material leve, poliuretano ou vibra de vidro. O diâmetro típico do cone é de 2m, e a sua inclinação é de aproximadamente 17º. Trata material com calibre compreendido entre 50 micra e 1mm.

Também para este tipo de concentrador é conveniente classificar por equivalência a alimentação. A percentagem típica de sólidos na polpa é de cerca de 50% e 70%. A capacidade típica de uma unidade deste género é de 60 a 100t/h. Um aumento da alimentação conduz à saída de menos material pela abertura anelar, ou seja conduz a menores recuperações, podendo no entanto conduzir à obtenção de concentrados mais puros. A variação na abertura anelar conduz também a variações daquele género.

Este concentrador conduz a graus de enriquecimento menores que as mesas e as jigas, donde exigem várias etapas de concentração. Isto significa que eles devem operar em série, podendo existir até oito cones duplos e simples.

5.3.5 - Hidrociclone

O hidrociclone utilizado na concentração gravítica é projectado para minimizar o efeito de classificação e maximizar o efeito da densidade das partículas. Quando comparado com o ciclone de classificação, apresenta maior diâmetro e comprimento do "vortex finder" e muito maior ângulo do "ápex" (figura 5.14). A polpa é alimentada tangencialmente sob pressão e forma-se um "vortex" na zona central em torno do eixo longitudinal. A força centrífuga, inversamente proporcional ao raio, é bastante grande perto do "vortex" e é responsável pela estratificação radial das partículas de diferentes densidades e tamanhos. As partículas pesadas são centrifugadas para a periferia e dirigem-se para a parte cónica, as partículas mais leves ocupam a zona mais central do ciclone. As partículas grossas e leves, em primeiro, e as mistas ou de densidade intermédia, depois, são arrastadas para o "overflow" pelo fluxo ascendente, enquanto que o leito exterior estratificado se aproxima do "ápex". Próximo deste as partículas finas e leves, que ocupam uma zona radial intermédia, são também arrastadas para o "overflow" pela corrente ascendente e as pesadas, finas e grossas, são descarregadas no ápex (Figura 5.14).

A capacidade deste aparelho está relacionada com o seu diâmetro. Este, mais o ângulo do cone, a altura e diâmetro do "vortex finder" e a pressão da alimentação condicionam os resultados obtidos.

Têm sido utilizados no tratamento de finos de carvão, calibre inferior a 0.5mm, e tratamento de alguns minérios metálicos como aparelhos de desengrossamento.

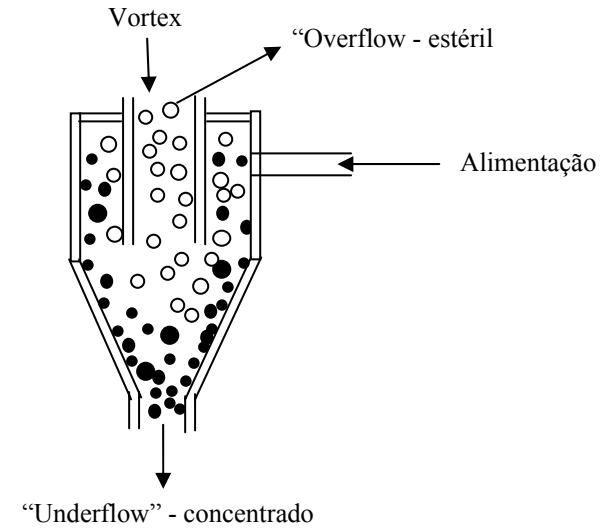


Figura 5.14- Esquema de um hidrociclone

5.3.6 - Concentrador Centrífugo

Este equipamento apresenta a vantagem da utilização de uma força centrífuga muito grande, cerca de cinquenta vezes superior à força de gravidade, ampliando a diferença de densidade

dos vários minerais. É aplicado no tratamento de minério de fina granulometria e com baixo teor em substância mineral útil, caso de aluviões auríferos, ou tratamento de metais preciosos.
A força centrífuga enclausura as partículas mais pesadas numa série de anéis localizados na parte interna do equipamento cilíndrico utilizado, enquanto o material leve é gradualmente deslocado para fora dos anéis, saindo na parte superior do aparelho. Os anéis são colocados numa camisa de água, fazendo-se a injecção de água sobre pressão através das perfurações nos anéis de modo a evitar que o material denso compacte no seu interior.
Este concentrador trabalha cerca de 8 a 10 horas para minérios auríferos, até que os anéis estejam cheios predominantemente de minerais pesados. Quanto maior for o teor em minerais pesados na alimentação menor é o período de operação.
O principal factor controlador desta operação é a contrapressão da água. Se a pressão da água for muito elevada, há a fluidização excessiva no interior dos anéis, que poderá fazer com que as partículas finas pesadas saiam no rejeitado. Ao contrário, no caso de pressão muito baixa, há pouca fluidização, dificultando a penetração das partículas pesadas nos espaços intersticiais do leito semi-compacto nos anéis, implicando também perdas.

5.4 - Aparelhos de concentração em meio fluente

Esta metodologia aplica-se a separação de partículas finas, com calibre inferior a 100 micra, e efectua-se pela acção de finas toalhas de águas correndo sobre uma superfície fixa inclinada e agindo sobre um leito monogranular de partículas minerais. A sua principal limitação é a sua muito pequena capacidade, pois está-se em presença de um leito monogranular de finas partículas. Assim, quando do tratamento de finas partículas exige-se muito maior área para o tabuleiro. Para além deste inconveniente, de um modo geral estes aparelhos apresentam baixas recuperações, sobretudo para calibres inferiores a 20 a 30 micra, e concentrados não muito puros. Por estes motivos minério com calibres de libertação desta ordem de grandeza são tratados pelo processo de flutuação. De seguida apresentam-se alguns tipos de equipamento de concentração em meio fluente. Cada equipamento deve receber uma alimentação classificada por equivalência.

5.4.1 - Mesas rectangulares (dormentes)

Constam de um tabuleiro plano rectangular, com uma inclinação entre 10 a 20%, sobre o qual se faz correr um filme de polpa com 5 a 25% de sólidos. Um distribuidor superior faz com que a polpa se espalhe uniformemente por toda a superfície da mesa. As partículas leves são mais rapidamente arrastadas pela água, saindo pelo topo oposto da alimentação. Após um certo período de laboração, vai-se depositando sobre a superfície do tabuleiro uma fina camada de partículas pesadas, que são muito mais lentamente arrastadas. Assim, quando as primeiras partículas densas chegam à zona de descarga, interrompe-se a alimentação e remove-se o material denso depositado na mesa. Esta remoção pode ser feita por acção de jactos de água ou em alguns aparelhos por basculamento do tabuleiro (mesas basculantes).

Estas mesas basculantes são, de um modo geral, constituídas por uma série de painéis sobrepostos.
Por vezes o tabuleiro pode ser revestido por feltros ou borracha rugosa, funcionando como pequenos "riffles", onde se podem acumular as partículas densas.

5.4.2 - Mesas redondas

São aparelhos semelhantes ao cone distribuidor do concentrador Reichert, mas em vez de fixo giram sobre si próprio. Constam de uma superfície cónica lisa, pouco inclinada, girando lentamente (1rpm) em torno de um eixo vertical (Figura 5.15 e 5.16).
Um alimentador fixo, distribui a polpa por cerca de um quarto da superfície e a água de lavagem distribui-se na restante superfície. A colheita do concentrado, misto e estéril é feita num canal em torno da periferia da mesa (Figura 5.16). Estes aparelhos são muito pouco utilizados.

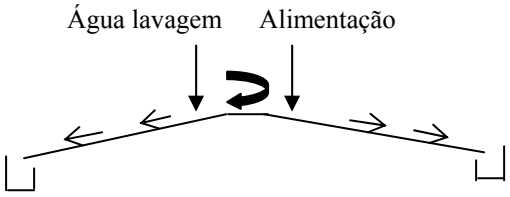


Figura 5.15 – Corte transversal de uma mesa redonda

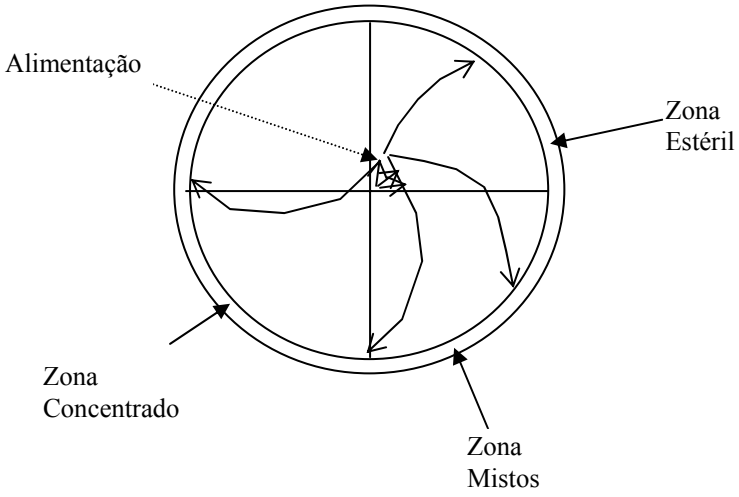


Figura 5.16 – Planta de uma mesa redonda

5.5 – Concentração gravítica a seco

No início do século XX surgiram alguns aparelhos de concentração gravítica a seco, fundamentalmente jigas e mesas. O ar é utilizado como fluido separador em substituição da água. A separação a seco é geralmente menos eficiente que a separação a húmido. Ela é utilizada onde a água é escassa, sobretudo no deserto, e por vezes no tratamento de carvão, com vista à diminuição dos custos de secagem dos concentrados de carvão.
As jigas a ar operam segundo os mesmos princípios que as jigas a água, sendo o ar insuflado responsável pela fluidização do leito e sua estratificação. Estes aparelhos podem ser utilizados para todo o tipo de minérios a tratar densitariamente. Por exemplo no México são utilizadas na concentração de minério de ouro, e tratam material com calibre variando entre 15 mm e 80 micra.
Na concentração pneumática em mesas, o seu tabuleiro é permeável, sendo injectado ar por esses orifícios, fazendo-se assim a fluidização do leito e sua consequente estratificação. Tal como nas mesas com água, as partículas densas estão nos níveis inferiores em contacto com a mesa sendo deslocados por efeito do movimento da mesa, as partículas leves ocupam os níveis superiores e deslocam-se em outra direcção. Uma mesa com $6m^2$ de área pode tratar 5 a 15ton/hora de minério, dependendo do calibre e densidade do material.

5.6 – Alguns diagramas de concentração gravítica

Uma vez que a substância mineral útil pode ocorrer nas gangas sob diferentes calibres, exigindo portanto diferentes graus de fragmentação, ou seja, originando produtos finais a tratar com diferentes granulometrias, são vários os métodos de tratamento gravítico que se poderão utilizar. A utilização de cada um dos equipamentos anteriormente descritos depende fundamentalmente do calibre do material a separar. O produto resultante da fragmentação apresenta geralmente uma gama granulométrica larga, impondo que o diagrama de separação contemple geralmente mais do que um tipo de aparelhos de concentração, estando cada um deles adaptado ao tratamento de um determinado lote granulométrico.
Para além do calibre das partículas, também a quantidade de material a tratar pode influenciar a escolha do equipamento a utilizar.
Pode afirmar-se que dentro das modalidades de concentração gravítica, a concentração em meios densos é de aplicação a granulometrias grosseiras, seguindo-se por ordem decrescente de calibres, a jigagem (compete com os meios densos, mas é utilizado para tratar menores capacidades), a separação em mesas oscilatórias, espirais Humphrey, concentrador Reichert, concentrador centrífugo, hidrociclones e mesas de lamas.
Para um minério em que a substância mineral útil se liberta a um calibre grosseiro, por exemplo superior a 2 mm, pode utilizar-se a separação por meios densos ou por jigagem, coadjuvada por separação em mesas ou em espirais de Humphrey para o tratamento do material fino. Os dois primeiros poderão fornecer já um concentrado definitivo e um estéril definitivo, ou então poderão fornecer um estéril definitivo e um pré-concentrado a retratar em mesas ou espirais, caso necessite de uma prévia moagem.

A separação em meios densos, tal como todos os processos hidrogravíticos, não permite tratar toda a gama de calibres produzida na fragmentação, tendo de ser complementada com outro método para o tratamento dos finos. De um modo geral os meios densos são utilizados no tratamento de minérios metálicos para efectuarem um desengrossamento, podendo ser utilizados no tratamento de carvões com o objectivo de produzir já concentrados finais. A figura 5.17 representa um esquema simplificado de tratamento onde a concentração em meios densos trata apenas a fracção mais grosseira proveniente da fragmentação, visando a obtenção de um estéril definitivo e um pré-concentrado a retratar, talvez após sofrer uma operação de moagem.

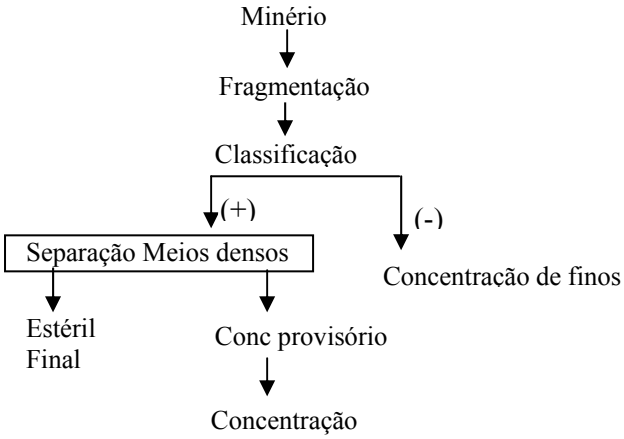


Figura 5.17 – Diagrama simplificado de aplicação dos meios densos

A jigagem de um modo geral, tal como a separação em meios densos, no tratamento de minérios metálicos visa a obtenção de um estéril definitivo e de um pré-concentrado a retratar. Quando a substância mineral útil ocorre a calibres grosseiro, ela poderá produzir um concentrado definitivo.
Na figura 5.18 representa-se um esquema de tratamento de um minério exclusivamente pelo processo de jigagem. A primeira secção de jigagem produz estéreis definitivos e concentrados provisórios a rejigar.

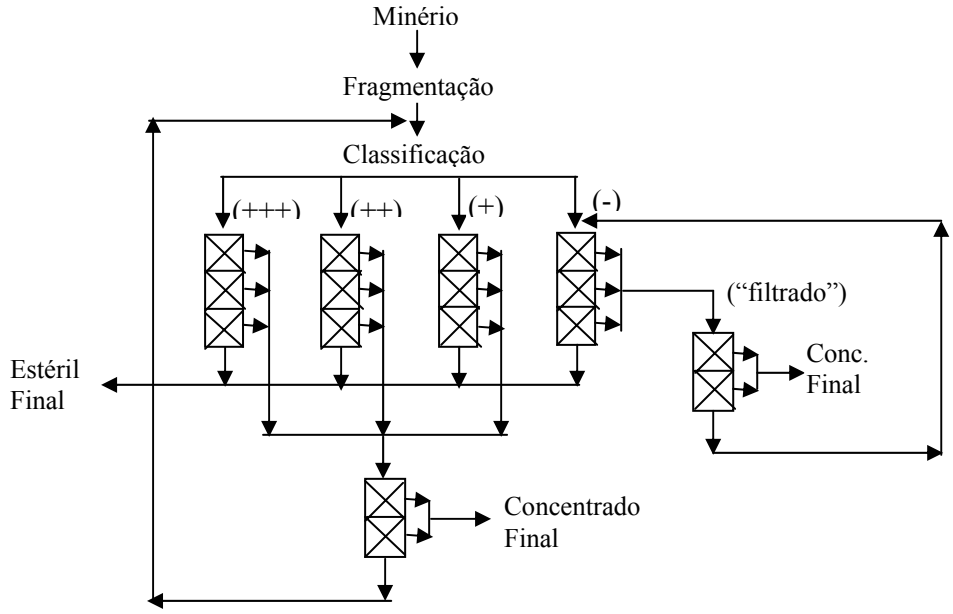


Figura 5.18 – Diagrama simplificado de aplicação da jigagem

Na figura 5.19 representa-se um esquema de tratamento de um minério em que a jigagem funciona como desengrossador-reclamador de estéreis, sem classificação prévia da alimentação e em que os concentrados provisórios sub-rede são tratados em mesas oscilatórias, precedidas de hidroclassificação.
Muitas mais combinações de aplicação da jigagem poderiam ser apresentadas, incluindo possíveis operações de moagem sobre mistos ou pré-concentrados.

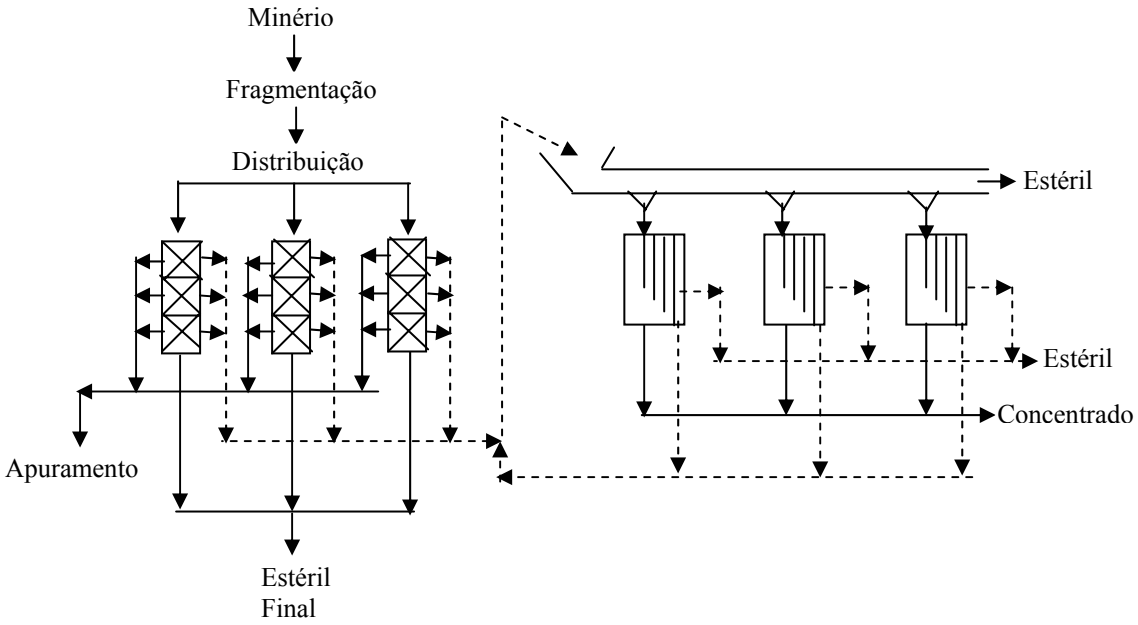


Figura 5.19 – Diagrama de aplicação da jigagem e mesas

Os aparelhos de tratamento de partículas finas caracterizam-se pela sua pequena capacidade, o que exige a utilização de vários aparelhos. Para além disso, observa-se que uma única passagem do minério por um aparelho não permite a obtenção de um concentrado suficientemente rico e um estéril suficientemente empobrecido em substância mineral útil. A complexidade dos circuitos de separação dependem de:

- teor da alimentação e teor dos concentrados e dos estéreis;
- granulometria da alimentação (quantidade de finos);
- modo de tratamento dos mistos.

Quando a concentração se efectua sobre minérios de baixo teor e não se realizou uma prévia operação de desengrossamento antes da separação em mesas, torna-se impossível obter um concentrado final suficientemente rico, através de uma única passagem na mesa, ou outro qualquer aparelho de concentração gravítica. Assim, este deve ser regulado no sentido de produzir um estéril final e concentrados ou mistos provisórios a retratar. Quando se trata de grandes quantidades de minérios pobres, sob calibres não muito finos e não se pretendem recuperações demasiado elevadas, pode-se fazer o desengrossamento em meios densos ou em jigas. Neste caso talvez os pré-concentrados aqui obtidos possam constituir uma alimentação que forneça um concentrado final após uma única passagem em mesas.
Em minérios ricos, após uma única passagem em mesas ou outro equipamento, podem obter-se concentrados ricos, mas os estéreis não são definitivos devendo ser retratados.

Na figura 5.20 representa-se um esquema de tratamento utilizando um conjunto de mesas de areias e de lamas.

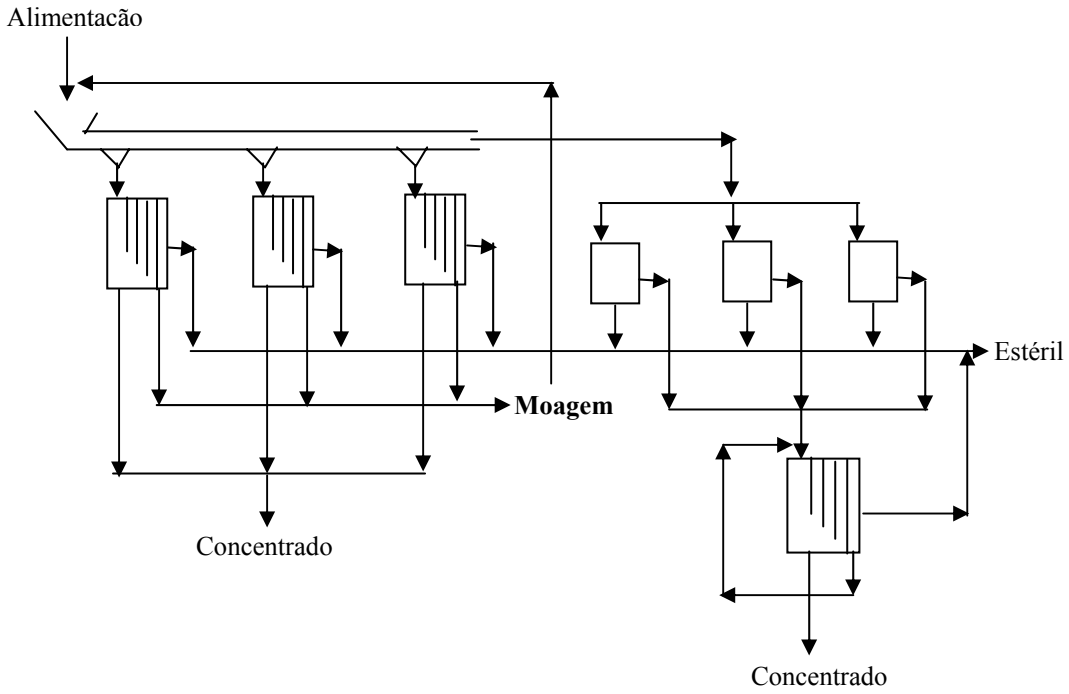


Figura 5.20 – Diagrama de aplicação de mesas

Se a alimentação inicial conter uma grande quantidade de finos (lamas) a polpa antes de ser enviada ao hidroclassificador de canal deverá ser desenlameada num hidroclassificador Akins, sendo enviado para o hidroclassificador de canal apenas o seu underflow. Os underflows do hidroclassificador de canal seguem para as respectivas mesas de areias e o overflow junta-se ao overflow do hidroclassificador Akins. Este overflow poderá ser tratado em mesas de lamas.

6 - SEPARAÇÃO MAGNÉTICA

6.1 - Introdução

A separação magnética baseia-se nas propriedades magnéticas dos minerais. Ela permite realizar a separação de minerais quando eles apresentam densidades da mesma ordem de grandeza ou quando outros processos de concentração se mostram ineficientes.
É um método consagrado no tratamento para concentração e/ou purificação de muitas substâncias minerais, sendo no entanto utilizado fundamentalmente no tratamento de minério de ferro à mais de dois séculos.
A separação magnética realiza-se empregando a acção combinada de forças de um campo magnético e de outras forças (gravidade (Figura 6.1), força centrífuga, (Figura 6.2), atrito e arrastamento pela água), para produzirem trajectórias diferenciais dos grãos minerais que atravessam esse campo magnético.

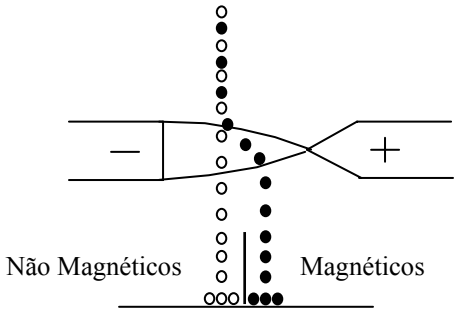


Figura 6.1 – Separação magnética devido à influência do campo magnético e gravidade

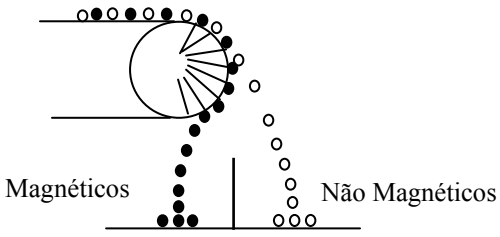


Figura 6.2 – Separação magnética devido à influência do campo magnético e força centrífuga

Os minerais quando colocados num campo magnético são por ele afectados. Eles serão tanto mais afectados quanto maior for a sua susceptibilidade magnética. Esta propriedade determina a resposta de um mineral a um campo magnético. Ela exprime a maior ou menor facilidade de serem induzidas propriedades magnéticas num mineral quando este é introduzido num campo magnético, ou deixar-se atravessar pelas linhas de força desse campo.

Com base nessa propriedade os materiais ou minerais são classificados em duas categorias: aqueles que são atraídos pelo campo magnético e os que são repelidos por ele. No primeiro caso tem-se os minerais paramagnéticos, que são atraídos pelo campo, e no segundo caso tem-se os minerais diamagnéticos, que são repelidos pelo campo. Dentro dos paramagnéticos são ainda identificados os minerais ferromagnéticos, que correspondem aos minerais fortemente atraídos pelo campo.
O diamagnetismo desenvolve forças magnéticas demasiado pequenas para conduzirem a separações industriais, pelo que estas operam apenas nos minerais paramagnéticos, particularmente nos ferromagnéticos.
Minerais ferromagnéticos compreendem aqueles que são fortemente atraídos por um imã comum. O exemplo mais conhecido é a magnetite. Os paramagnéticos são fracamente atraídos e o exemplo clássico é a hematite.
Os minerais diamagnéticos apresentam susceptibilidade magnética negativa e, portanto, são repelidos quando submetidos a um campo magnético, entre outros destacam-se: quartzo, cerussite, magnesite, calcite, barite, fluorite, esfalerite, etc.
A separação magnética pode ser feita tanto a seco como a húmido. O método a seco é usado, em geral, para granulometrias grosseiras e a húmido para granulometrias mais finas. Recentemente tem-se verificado grandes avanços em ambos os métodos. São conhecidos separadores magnéticos que operam industrialmente utilizando um campo que varia de 5 a 6 T, sendo 1 T (Tesla) igual a 10^4 G (Gauss) e, que, representa 1 NA^{-1} m^{-1}.

6.2 - Fundamentos teóricos

Em torno de corpos magnéticos e de circuitos eléctricos criam-se campos magnéticos que de um modo geral se podem representar por um sistema de linhas de força cuja direcção indica em cada ponto a direcção do campo. Embora em cada ponto do campo passe uma linha de força, para se obter uma imagem da intensidade do campo *(H)* é usual admitir-se que o número de linhas de força que passam pela unidade de superfície do campo é proporcional à intensidade do campo. Isto é, considera-se que por unidade de superfície normal ao vector campo passa apenas uma linha de força se o campo tiver a intensidade um.
Num ponto de um campo magnético de intensidade H criado no vazio a unidade de superfície normal a H será atravessada por H linhas de força. Se em vez do vazio o campo magnético for criado noutro meio, as condições magnéticas são alteradas e a unidade de superfície será atravessada, em vez de H, por μH linhas de força, em que μ representa a permeabilidade magnética do meio ou da substância.
O produto da permeabilidade pela intensidade do campo designa-se por indução magnética *(B)*. Assim, B traduz a densidade do fluxo magnético, traduz o número de linhas de indução que passam através de uma dada partícula de mineral. H traduz a força de magnetização que induz a passagem das linhas de indução através da partícula.

$$B = \mu \times H \qquad (6.1)$$

A permeabilidade magnética pode definir-se como o valor de uma constante característica de uma determinada substância, pelo qual terá de ser multiplicado o valor da intensidade do campo magnético para se obter a indução magnética. No vazio como μ=1, será B=H, pelo que consoante a permeabilidade do meio for maior ou menor que a do vazio, B será maior ou menor que H, e os meios são designado, respectivamente, por paramagnéticos (μ>1) e diamagnéticos (μ<1).

Qualquer corpo ao ser introduzido num campo magnético sofre uma intensidade de magnetização I, proporcional à intensidade H do campo gerador, dada por:

$$I = \chi \times H \tag{6.2}$$

Sendo χ uma constante de proporcionalidade (susceptibilidade magnética) característica de cada substância. Nos corpos paramagnéticos I e H têm o mesmo sentido, passando-se o inverso nos corpos diamagnéticos.
A permeabilidade e a susceptibilidade magnéticas relacionam-se pela seguinte expressão:

$$\mu = 1 + 4\pi\chi \tag{6.3}$$

donde resulta que:

$$B = (1 + 4\pi\chi) \times H \tag{6.4}$$

$$B = H + 4\pi\chi \times H \tag{6.5}$$

De acordo com aquelas propriedades as substâncias classificam-se em:

- Paramagnéticas – quando μ> 1 e χ>0;
- Diamagnéticas – quando μ< 1 e χ<0;
- Ferromagnéticas – quando possuem μ elevado e, contrariamente às anteriores em que μ e χ assumem valor constante, estas variam com a intensidade do campo.

Para materiais paramagnéticos, χ é uma constante positiva e de baixo valor, não ultrapassando normalmente o valor de 10^{-3}. Para os materiais diamagnéticos, χ é uma constante negativa, geralmente menor (em módulo) que 10^{-5}. A susceptibilidade magnética de um material ferromagnético é variável dependendo do campo de magnetização, da natureza e manuseio da amostra.

6.3 - Partículas minerais submetidas à acção de um campo magnético

Quando uma partícula, de calibre l e permeabilidade μ, é submetida a um campo magnético sobre ela actua uma força de translação, cuja componente segundo o eixo de coordenadas O_x

tem a seguinte expressão:

$$F_x = I \times v \times \frac{\partial H}{\partial x} = \chi \times v \times H \frac{\partial H}{\partial x} = \frac{\mu - 1}{4\pi} l^3 \times H \frac{\partial H}{\partial x} \qquad (6.6)$$

Verifica-se que a força exercida sobre a partícula é proporcional à sua permeabilidade, ao cubo do diâmetro da partícula, à intensidade do campo magnético e à deshomogeneidade do campo.
Aquela força é perpendicular às superfícies de igual intensidade do campo, tendo pois direcção segundo a qual a intensidade do campo varia mais rapidamente, dependendo o seu sentido do sinal da susceptibilidade magnética (partículas minerais paramagnéticas serão atraídas no sentido dos campos crescentes e sucedendo o inverso com as diamagnéticas).
Aquela expressão mostra ainda que colocando uma partícula mineral num determinado campo magnético *H*, sobre ela só actuará uma força magnética se o campo não for uniforme na vizinhança do ponto onde a partícula se encontrar, isto é, se ∂H/∂x for diferente de zero. Verifica-se ainda que, se desejar aumentar o valor da força exercida sobre a partícula, é necessário aumentar a intensidade do campo ou a sua convergência (o seu gradiente).

Na figura 6.3 representa-se a indução magnética para diferentes espécies minerais, em função da intensidade de campo aplicado. Observa-se que os minerais ferromagnéticos (curva a) apresentam resposta rápida da indução magnética com a variação da intensidade do campo. Para os minerais paramagnéticos, (curva b) isso também ocorre mas menos acentuadamente. No caso da curva c) a situação é inversa, a indução magnética apresenta valor negativo, correspondendo aos minerais diamagnéticos.

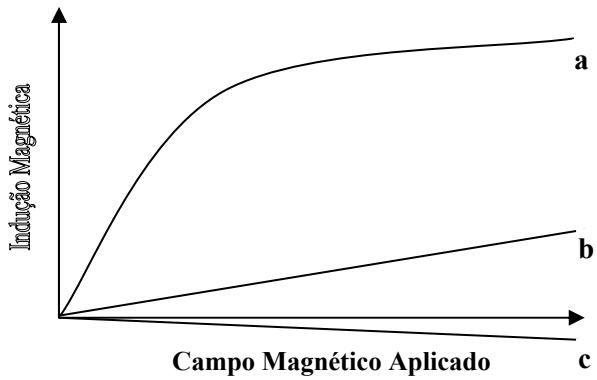


Figura 6.3 – Indução magnética para diferentes espécies mineralógicas (a) ferromagnéticos, (b) paramagnéticos, (c) diamagnéticos.

Pode imaginar-se que uma partícula magnetizada se comporta temporariamente como uma barra magnética, em cujas extremidades estão os pólos norte e sul. Nos materiais ferromagnéticos, o alinhamento dos dipólos é permanente. Nos materiais paramagnéticos tal

alinhamento não é permanente, sendo apenas induzido enquanto o campo é aplicado, tornando-se totalmente aleatório na ausência de campo.
Quando um campo magnético uniforme é aplicado a uma partícula, as forças que actuam sobre dois pólos da mesma são iguais e opostas, portanto a resultante dessas forças é nula. Se o campo aplicado nas duas extremidades difere em intensidade resultará numa força agindo sobre a partícula. Tal facto mostra que o campo aplicado possui variação especial que é função das dimensões do material magnetizado. Essa variação de campo, também chamada de gradiente, resulta numa força actuante sobre o material, provocando a atracção ou repulsão do mesmo.
Nos equipamentos modernos tanto o campo quanto o gradiente são os principais responsáveis pelo processo de separação. Relembre-se que a intensidade de campo se refere ao número de linhas de fluxo que passa por uma determinada área, enquanto que, o gradiente de campo descreve a convergência ou divergência das linhas de fluxo. A Figura 6.4 ilustra muito bem estas situações. Em (a) tem-se um campo uniforme, a força resultante é nula sobre a partícula. Em (b) e (c) têm-se campos convergentes, o fluxo de linhas mostra um gradiente de campo, há nestes casos uma força resultante actuando sobre a partícula.
Assim, a primeira condição para que forças magnéticas se manifestem sobre as partículas introduzidas num campo magnético, torna-se necessário que este não seja uniforme. Daí as massas polares industriais apresentarem perfis semelhantes aos casos (b) e (c) da figura 6.4. Nestes verifica-se através das linhas de força, que nos seus espaços interpolares só existem pontos em que $\partial H/\partial x$ é diferente de zero.

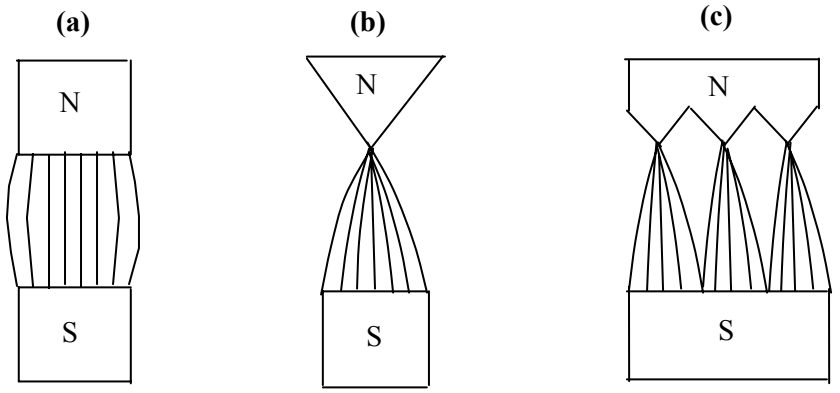


Figura 6.4 – Campo magnético uniforme (a) e convergente (b) (c).

Por outro lado as forças magnéticas a desenvolver devem ser suficientemente elevadas para que possam produzir efeitos físicos capazes de realizar separações em condições industriais. Tal conduz a que nos minerais de fraca permeabilidade magnética se torne necessário recorrer a valores elevados de $H(\partial H/\partial x)$, ou seja, forte intensidade de campo acompanhada da sua elevada variação em pontos próximos, as quais se acentuam com a redução nas distâncias interpolares.

Em face do exposto e de modo a tornar os separadores magnéticos industriais mais flexíveis, eles devem obedecer aos seguintes requisitos:

- Devem ter a possibilidade de regular a distância das partículas ao pólo de atracção e a intensidade do campo;
- Quando destinados à separação de partículas de baixa permeabilidade devem ser dotados de reduzida distância interpolar (condição que limita a separação de calibres grosseiros) e possibilidade de produzirem campos magnéticos intensos (o que impõe o uso de electroímans e excluí os ímans permanentes).

Na concentração de minérios fortemente magnéticos (por exemplo: magnetite, ilmenite e franklinite) são suficientes induções da ordem de 0.1Weber/m^2 (0.1T - 1000 Gauss) para os separar de partículas não ou fracamente magnéticas. No tratamento de minerais fracamente magnéticos (hematite, volframite) já é necessário atingir induções da ordem dos 1.5 a 2.5 Weber/m^2 (15000 a 25000Gauss) para que as forças magnéticas desenvolvidas naquelas partículas permitam que sejam separadas das restantes. Por este motivo as separações magnéticas podem ser classificadas em:

- Separações magnéticas de baixa intensidade de campo, quando se opera em campos cuja indução é da ordem de 0.1 Weber/m^2 ou inferior (utilizadas na separação de minerais fortemente magnéticos);
- Separações magnéticas de alta intensidade de campo, quando se opera em campos cuja indução é da ordem de 2 Weber/m^2 (2T – 20000Gauss), utilizadas na separação de minerais fracamente magnéticos.

Em termos industriais as separações de baixa intensidade poderão ser realizadas com ímans permanentes, enquanto que as de alta intensidade exigem intensidades de campo só realizáveis com electroímans.
Em baixos campos, a escolha de separadores de ímans permanente ou de electroíman, pode referir-se como vantagens dos primeiros o serem de baixo custo de operação e manutenção, e não serem afectados por falhas da corrente eléctrica, e como vantagens dos electroímans a possibilidade de regulação da intensidade de campo e este poder atingir valores que os ímans permanentes não conseguem fornecer.
Em operações de desengrossamento deve trabalhar-se com maior intensidade de campo do que nas operações de apuramento.

6.4 - Permeabilidade e susceptibilidade magnética dos minerais

A experiência mostra que todas as espécies minerais apresentam propriedades magnéticas em maior ou menor grau, sendo afectadas quando introduzidas num campo magnético. No entanto para a grande maioria delas estes efeitos são demasiado ténues para conduzir a separações eficientes. Sob o ponto de vista da possibilidade de operar separações industriais

entre os minerais, estes podem ser classificados em minerais fortemente magnéticos, fracamente magnéticos e não magnéticos. Este último grupo constitui a maioria dos minerais.
Na tabela 6.1 indica-se a faixa do campo magnético onde podem ser separados os minerais com propriedades magnéticas.

Tabela 6.1 – Principais minerais com propriedades magnéticas e faixa de campo magnético onde podem ser separados

Grupo	Minerais
Ferromagnéticos (Faixa de Campo de 0.05 a 0.5T)	Ferro, Magnetite
Magnéticos (Faixa de Campo de 0.5 a 1T)	Ilmenite, Pirrotite, Franklenite
Fracamente magnéticos (Faixa de Campo de 1 a 1.8T)	Hematite, siderite, rodinite, limonite, braunite, corindon, pirolusite, manganite, esfalerite, rodocrosite, granada, sepentinite, mica, molibdenite, huebnerite, volframite, bornite, apatite, tetraedrite, wilemite, cerussite, dolomite, psilomelana, arsenopirite, calcopirite, talco, titanite, calcocite, cinábrio, gesso, ortoclase, epidote, florite, augite, horneblenda
Muito Fracamente magnéticos (Faixa de Campo acima de 1.8T)	Pirite, smitsonite, esfalerite, estibina, criolite, enargite, berilo, magnesite, azurite, gesso, malaquite, serpentinite, diópsido, turmalina, cuprite, galena, crisocola, rutilo, mica, safira, cassiterite, ortoclase, dolomite, espinela, rubi, covelite, feldspato, zircão
Não Magnéticos e Diamagnéticos	Barite, bismuto, calcite, florite, corindo, topázio, galena, antimonite, apatite, aragonite, grafite

Para a magnetite, mesmo perante campos de baixa intensidade, a força de atracção é superior à força da gravidade (peso).
Na tabela 6.2 apresentam-se alguns minerais ordenados segundo a classificação anterior, e cuja análise poderá indiciar da possibilidade de separar dois ou mais minerais. Os valores ali apresentados têm como referência a força de atracção para o ferro. Saliente-se que aqueles valores variam com a origem do minério.
O êxito de uma separação, para além das propriedades magnéticas dos minerais, depende de outros factores, pelo que a classificação anterior deverá ser seguida com algum cuidado. A posição de um mineral numa lista ordenada de valores pode ser alterada devido à presença de impurezas ligadas fisicamente (partículas mistas) ou quimicamente ao mineral, pode variar também com a intensidade do campo magnético e em alguns casos por efeito do próprio calibre dos minerais.

Tabela 6.2 – Classificação magnética dos minerais em função da força de atracão relativa

Minerais	Força Relativa de Atracção Magnética (para o Ferro – 100)	Classificação
Magnetite	40.18	**Fortemente Magnéticos**
Franklinite	13.08	(requerem 500-5000 gauss para separação)
Ilmenite	9.19	**Moderadamente magnéticos**
Pirrotite	2.49	(requerem 5000-10000 gauss para separação)
Siderite	0.74	
Hematite	0.77	
Limonite	0.31	**Fracamente Magnéticos**
Pirolusite	0.25	
Manganite	0.19	(requerem 10000-18000 gauss para separação)
Serpentinite	0.14	
Volframite	0.11	
Pirite	0.022	
Esfalerite	0.022	
Estibina	0.022	
Magnesite	0.019	**Debilmente Magnéticos**
Malaquite	0.016	
Galena	0.0096	(requerem acima de 18000 gauss para
Rutilo	0.003	separação)
Calcário	0.0024	
Pirite	0.002	
Cassiterite	0.0019	
Turmalina	0.0012	
Esfalerite	0.0005	
Barite	0.0	
Calcite	-0.0004	
Florite	-0.0004	**Não Magnéticos e Diamagnéticos**
Quarzto	-0.0005	
Corindo	-0.0006	
Topázio	-0.0006	
Galena	-0.0011	

6.5 - Calibres limites nas separações magnéticas

Tal como todos os outros métodos de concentração também a separação magnética apresenta uma determinada gama granulométrica de aplicabilidade, sendo ela tanto mais larga,

sobretudo na zona superior, quanto maior for a permeabilidade magnética do mineral a separar.
O limite inferior de calibre de separação eficiente, abaixo do qual diminui a recuperação e a selectividade, resulta das forças mecânicas (adesão, atrito arrastamento) se sobreporem às reduzidas forças magnéticas induzidas.
O calibre superior está relacionado com a intensidade máxima do campo magnético (*H*) que pode ser produzido e com a sua convergência (∂H/∂x), relacionando-se esta com a distância interpolar, que por sua vez condiciona o calibre máximo das partículas que terão de atravessar o campo. Este limite superior será tanto mais elevado quanto maior for a permeabilidade magnética dos minerais a separar, pois para um determinado valor da intensidade de campo, menor será a convergência exigida e consequentemente maior poderá ser a distância interpolar. Tal, conduz a que as substâncias fortemente magnéticas podem ser separadas sob calibres maiores, passando-se o inversos com as fracamente magnéticas que, para além de elevadas intensidade de campo, exigem uma forte convergência, só conseguida com reduzidas distâncias interpolares e conveniente perfil das massas polares.

Crivagem da Alimentação
Referiu-se anteriormente que para se realizarem separações magnéticas às forças magnéticas exercidas sobre as partículas têm de opor-se outras forças (peso das partículas, força centrífuga, resistência o deslocamento na água) para se obterem trajectórias diferenciais.
Quando partículas minerais de calibre *l* que constituem a alimentação dum separador magnético forem introduzidas no seu campo nas mesmas condições e o seu peso, *P,* for directamente oposto à força magnética, *F,* nelas induzidas, a separação verifica-se, sendo atraídas, quando:

$$F > P$$

ou seja:

$$\frac{(\mu-1)}{4\pi} \times l^3 \times H \frac{\partial H}{\partial x} > l^3 \times d \times g \qquad (6.7)$$

ou:

$$\frac{(\mu-1)}{4\pi} \times H \frac{\partial H}{\partial x} > d \times g \qquad (6.8)$$

sendo *d* a densidade e *g* a aceleração da gravidade.
Daquela relação verifica-se que a relação entre *F* e *P* é independente do calibre das partículas a separar se elas se apresentarem no campo magnético sob iguais condições. Porém, esta igualdade de condições só se verifica para partículas de igual calibre, pois as partículas de diferente calibre, uma vez que os campos magnéticos gerados não são uniformes, irão ocupar posições correspondentes a diferentes valores de (∂H/∂x). Este comportamento é representado na figura 6.5, onde se mostram duas partículas de calibre l_1 e l_2 que são introduzidas no campo magnético não uniforme através de uma correia transportadora horizontal.

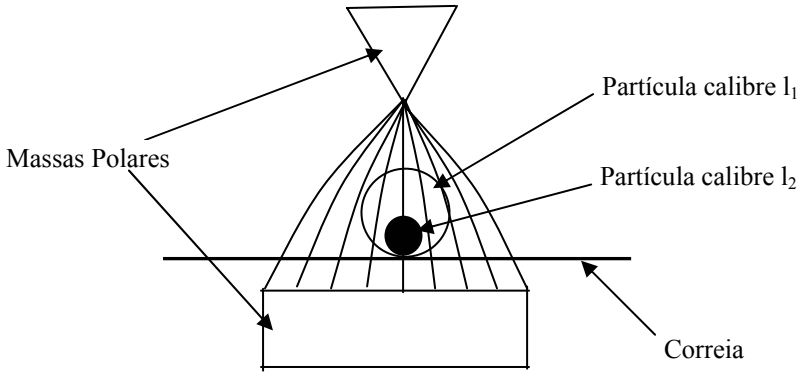


Figura 6.5 – Influência do calibre na posição ocupada pelas partículas

As duas partículas não se apresentam no campo sob iguais condições. A de maior calibre atinge pontos do campo de maior gradiente, ou seja onde é maior o valor $H(\partial H/\partial x)$, que as partículas de menor tamanho, podendo por isso serem atraídas e as mais pequenas não. No caso de ambas serem atraídas as partículas maiores são mais fortemente atraídas. Deste modo, a alimentação de separadores magnéticos deve ser previamente classificada para que as diferentes partículas sejam introduzidas no campo magnético sob condições aproximadamente iguais para que possam ser obtidas separações eficientes. Se esta operação não for efectuada pode suceder que partículas mediamente magnéticas de maior calibre sejam atraídas conjuntamente com partículas finas fortemente magnéticas.
A necessidade da classificação prévia resulta de factores estranhos ao peso da partícula, mas relacionados com o seu calibre pela diferente apresentação ou posição ocupada no campo magnético.
No caso de separações em via húmido, esta necessidade de classificação prévia da alimentação é ainda reforçada por serem postas em jogo forças mecânicas de arrastamento proporcionais ao quadrado do diâmetro das partículas.

6.6 - Atracção entre partículas magnetizadas

Sobretudo quando das alimentações a separar magneticamente fazem parte partículas ferromagnéticas, sucede que estas, em presença do campo magnético, e se este for suficientemente intenso, se transformam em pequenos ímans que se atraem mutuamente, constituindo aglomerados ou flocos. Estes contrariam, sob dois aspectos, a eficiência da separação: por um lado o calibre aparente dos aglomerados é muito maior que o das partículas que os constituem e, por outro, aprisionam e arrastam consigo partículas não magnéticas que seriam eliminadas.
Este inconveniente é eliminado na prática tomando as disposições seguintes:

- Fazer a separação em campos de intensidade e convergência adequada e sucessivamente

crescentes;

- Levar a alimentação a passar, sucessivamente, em zonas do campo magnetizante em que este tenha alternadamente sentidos contrários;
- Sujeitar as partículas a ligeiras e frequentes agitações originadas por variações do sentido do campo magnético indutor.

6.7 - Tipos de separadores magnéticos

Há uma grande variedade de separadores magnéticos, que podem ser classificados, de acordo com a utilização, em dois grandes grupos, separadores a seco e a húmido. Estes podem ser subdivididos de acordo com as características do campo de indução, em separadores de baixa e alta intensidades, tanto para a operação a seco, como para separação a húmido.

Os separadores de baixa intensidade de campo utilizam-se sobretudo para minerais ferromagnéticos, e também para minerais paramagnéticos de elevada susceptibilidade magnética. Os de alto campo utilizam-se para minerais paramagnéticos de mais baixa susceptibilidade magnética.

As separações a húmido são geralmente realizadas para baixa intensidade de campo. As separações magnéticas a húmido são apenas realizadas para calibres finos, quando o minério apresenta elevada humidade ou porque foi moído por via húmido, pois devem evitar-se onerosas operações de secagem. Para calibres finos elas conduzem a separações mais selectivas e maiores recuperações que as separações magnéticas a seco.

Relativamente ao calibre das partículas, quanto mais elevada for a permeabilidade magnética da espécie mineral a separar, maior será o calibre de aplicabilidade. Porém, para cada tipo de separador existem calibres limites inferior e superior que não devem ser ultrapassados, sob pena de se obterem maus resultados.

A forma dos elementos que executam o trabalho de separação no equipamento exerce influência significativa sobre a classificação dos separadores. Assim eles são denominados separadores de tambor, de rolos induzidos, de correias cruzadas, de discos, de anel girante ou carrossel. A tabela 6.3 apresenta a classificação, características e aplicações dos principais separadores magnéticos, sua gama granulométrica de trabalho.

Tabela 6.3 – Principais separadores magnéticos

Campo magnético	Meio Separação	Tipo Separador	Calibre máximo (mm)	Capacidade (ton/h)	Aplicações
Baixa Intensidade Intensidade 0.06-0.1T Gradiente 0.05T/cm Dimensão mínima 105µm(ss)-45µm(sh)	Separação a Seco	Tambor Rolos de Indução Discos Correia cruzada	2 1 2 2	100 5 0.25 0.25	Minerais ferromagnéticos e produtos ustulados
	Separação a húmido	Tambor Correia submersa	1.5 1.5	10 10	Magnetite ferrosilicio
Alta Intensidade Intensidade 0.1-1.0T Gradiente 0.05T/cm Dimensão mínima 75µm(ss)-35µm(sh)	Separação a Seco	Tambor Rolos de indução Discos Correias cruzadas	5 1 2 2	2 6 0.25 0.25	Minerais paramagnéticos: volframite, pirrotite, ilmenite, etc.
	Separação a húmido	Rotor em anel girante	0.25	25-100	Ilmenite, hematite
Alto Gradiente Intensidade 1-5T Gradiente <0.1T/cm Dimensão mínima 45µm (ss)-1.0µm(sh)	Separação a Seco	Rolos de terras raras Gradiente aberto			Minerais paramagnéticos Carvão
	Separação a húmido	Matrizes estacionárias e Móveis Tambor supercondutor			Minerais paramagnéticos Carvão, caulino Tratamento de água

ss - separação a seco
sh - separação a húmido

Matrizes ferromagnéticas

Há duas formas de se produzir um gradiente. A primeira e mais simples consiste na construção de um pólo de electroíman com a área bem menor que a do pólo oposto, Figura 6.4B e 6.4C. A segunda forma consiste na utilização de matrizes entre os pólos do electroíman (exemplo do separador de anel). Tais matrizes têm o objectivo de aumentar o gradiente produzindo zonas dentro das mesmas com campo de alto gradiente. Vários modelos foram propostos e/ou utilizados, dentre os quais se destacam: esferas, hastes, placas sulcadas, grades, lã de aço, etc. A matriz deve ser escolhida de tal modo que melhor se ajuste às características do minério. No processo de selecção da matriz devem ser feitas, entre outras, as seguintes considerações:

- gradiente máximo de campo;
- área superficial de captação por unidade de volume da zona da matriz;

- capacidade de limpeza da matriz (remoção das partículas magnéticas) com rapidez para manter o sistema de fluxo contínuo;
- porosidade da matriz para permitir a vazão da polpa, caso ela tenha um valor muito baixo, é necessário maior pressão para obter a vazão ideal sem obstrução;
- o material usado na fabricação das matrizes deve reter o mínimo de magnetização quando as mesmas são removidas do campo, no caso da matriz reter quantidade significativa de magnetização, torna-se impossível a remoção das partículas magnetizadas.

6.7.1 - Separadores de baixo campo via seca

Separadores magnéticos de tambor via seca

Estes são os separadores por excelência de baixo campo magnético e por via seca. Constam de um cilindro rotativo construído em material não magnético, tendo no seu interior um sistema de magnetos fixos mas de posição ajustável (Figura 6.6), ou uma roda polar girando à mesma velocidade do tambor ou a velocidade diferente. Este último, porque origina rápidas e continuas variações de polaridade durante o percurso do minério sobre o tambor (provocando desaglutinação dos aglomerados de partículas magnetizadas), permite separar mais eficazmente minerais sob calibres menores que os outros tipos.

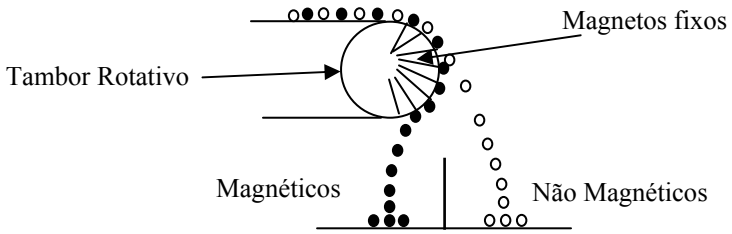


Figura 6.6 – Separador magnético de tambor

6.7.2 - Separadores de baixo campo via húmida

Separadores magnéticos de tambor via húmida

Constam de um cilindro metálico de material não magnético (girando em torno do seu eixo horizontal) contendo no seu interior um sistema de ímans permanentes ou electroímans. O tambor roda dentro de uma caixa onde se faz a alimentação da polpa, com evacuação da fracção não magnética inferiormente, enquanto que a magnética, atraída pelo tambor, adere a ele, acompanhando-o no seu movimento até uma posição superior donde é destacada por um raspador. Consoante o sentido do deslocamento da polpa e o sentido de rotação do tambor existem os tipos de co-corrente (Figura 6.7) e contra-corrente (Figura 6.8).

A separação geralmente é conseguida pela instalação de dois, três ou mais tambores em série. Podem utilizar-se electroímans ou ímans permanentes. Os primeiros utilizam-se quando se

pretende intensidades de campo relativamente elevadas. Geralmente utilizam-se ímans permanentes, pois de modo geral o seu campo de utilização é de baixo campo.

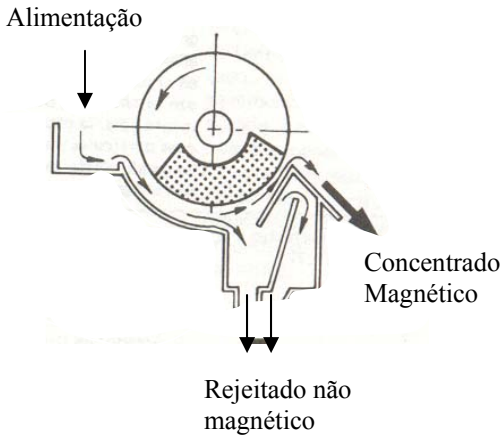


Figura 6.7 – Separador magnético de tambor via húmida em co-corrente

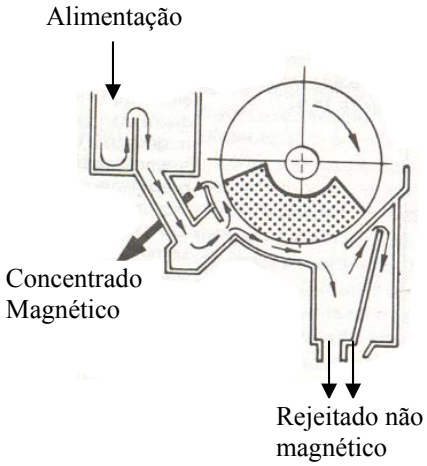


Figura 6.8 – Separador magnético de tambor via húmida em contra-corrente

Separador de correia imersa

Consiste num sistema de electroímans formando uma bateria de pólos colocados lado a lado, contidos no interior de um isolamento impermeável (separador via húmido de baixo campo). Este conjunto mergulha num tanque que recebe a polpa e é provido de aberturas inferiores de descarga. Uma delgada correia transportadora de borracha desloca-se encostada à bateria de pólos arrastando com ela a fracção magnética para fora do seu campo magnético. Por efeito da acção da corrente de água e da alternância de polaridade do campo opera-se uma boa acção de lavagem. O material não magnético, fracamente magnético e magnético é recolhido em zonas distintas do tanque (Figura 6.9)

É dos separadores magnéticos via húmido mais utilizados, estando indicado para a separação

de finas partículas de alta susceptibilidade magnética.

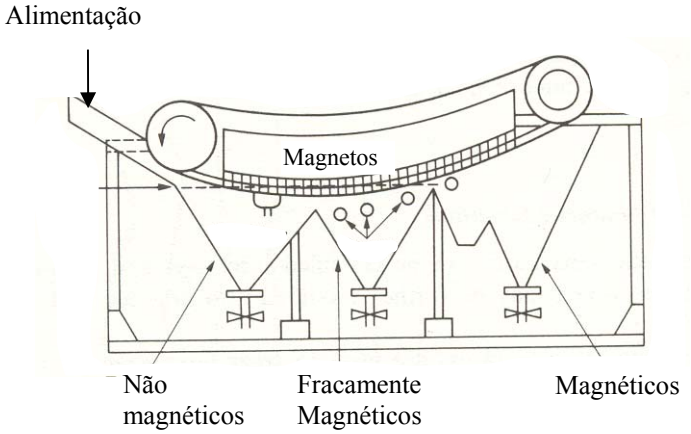


Figura 6.9 – Separador magnético via húmida de correia imersa

6.7.3 - Separadores de alto campo via seca

Separador de rolo induzido

Estes separadores constam de dois ou mais rolos girando em frente dos magnetos. Os rolos são animados de movimento de rotação e operam a separação por efeito do magnetismo neles induzido. Neste separador a fracção magnética é separada durante a passagem do minério através de campos magnéticos com intensidade até 1.8 Tesla (média a alta intensidade de campo), produzidos por rotores localizados entre os pólos de electroímans. O afastamento entre o pólo e o rotor pode ser ajustado para qualquer posição, sendo usual trabalhar com aberturas menores que a de outros separadores. Como o fluxo magnético é uma função inversa do quadrado do afastamento, as forças de campo mais intensas são obtidas com o afastamento menor, e, consequentemente, uma alimentação com granulometria mais fina. A convergência de campo é reforçada, em alguns modelos, pela utilização de rotores dotados de sulco na superfície.

As partículas são alimentadas sobre o rotor e penetram imediatamente na região de campo entre o pólo e o rotor. As partículas não magnéticas permanecem inalteradas (são centrifugadas), tal facto confere às partículas magnéticas (atraídas) trajectórias diferentes das não magnéticas, sendo colectadas separadamente conforme se observa na Figura 6.10.

Os separadores de rolo induzido são usados na remoção das impurezas ferruginosas presentes nos concentrados de sílica (areia), feldspato, barite, etc. Como etapas de concentração são usados nos circuitos de beneficiamento de minerais paramagnéticos tais como: monazite, cromite, granada, volframite, etc..

Os equipamentos são fabricados desde o modelo mais simples com um rolo, até aos modelos mais sofisticados com rolos em série. A capacidade de alimentação varia de caso a caso. No entanto, a faixa de operação situa-se entre 20 a 35 ton/h.m de largura do rolo.

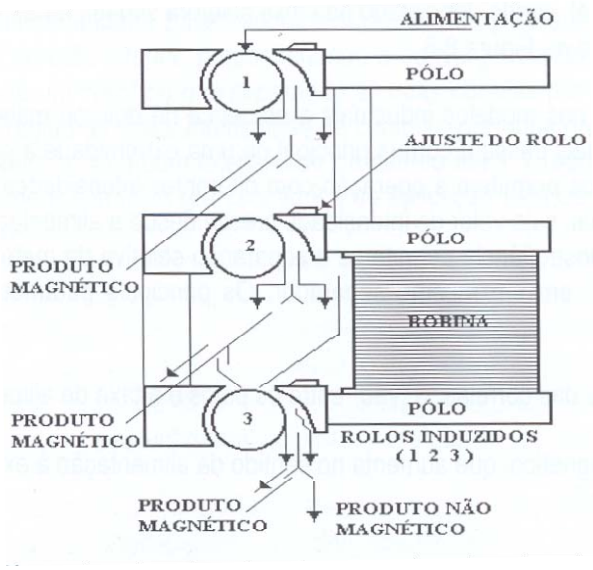


Figura 6.10 – Separador via seca de rolos induzidos

Separador de correias cruzadas

Este tipo de separador consiste num transportador de correia plana (correia principal) que passa entre os pólos paralelos de dois electroímans e outro transportador de correia plana (correia secundária) perpendicular à principal. A correia secundária passa sobre a superfície do pólo superior com a área menor em relação à do pólo inferior, proporcionando a convergência do campo. Entre as duas superfícies existe um afastamento separando as duas correias por uma distância da ordem de 10 mm na região de maior intensidade de campo e por onde passa o material. O equipamento, que opera a seco com intensidade de campo até 1 Tesla, apresenta um elevado índice de selectividade e a sua faixa granulométrica de aplicação está compreendida entre 100 μm a 2mm.

Os minerais a separar são introduzidos sob a forma de uma camada fina sobre a correia principal, os magnéticos são suspensos e removidos pela correia secundária, que se desloca transversalmente à principal, transportando-os para uma região ausente de campo, seguida da deposição nas caixas colectoras. O material não magnético permanece na correia principal, sendo depositado na caixa colectora situada na extremidade da correia, conforme representado na Figura 6.11.

No caso de existir mais do que um mineral com propriedades magnéticas, mas apresentando estes diferentes susceptibilidades, deve usar-se mais do que uma correia transversal. De facto, é comum nos modelos industriais a presença de dois ou mais pares de pólos entre os quais passa a correia principal de uma extremidade à outra do separador. Tais equipamentos permitem a operação com diferentes intensidades de campo ao longo da correia principal, cujo valor de intensidade cresce desde a alimentação até ao fim da correia. Como consequência é possível a separação selectiva de materiais, com diferentes permeabilidades, num mesmo separador. Os principais parâmetros operacionais destes separadores são:

- velocidade das correias, o "vão" entre os pólos e a taxa de alimentação;
- o fluxo magnético, que aumenta no sentido da alimentação à extremidade oposta do separador.

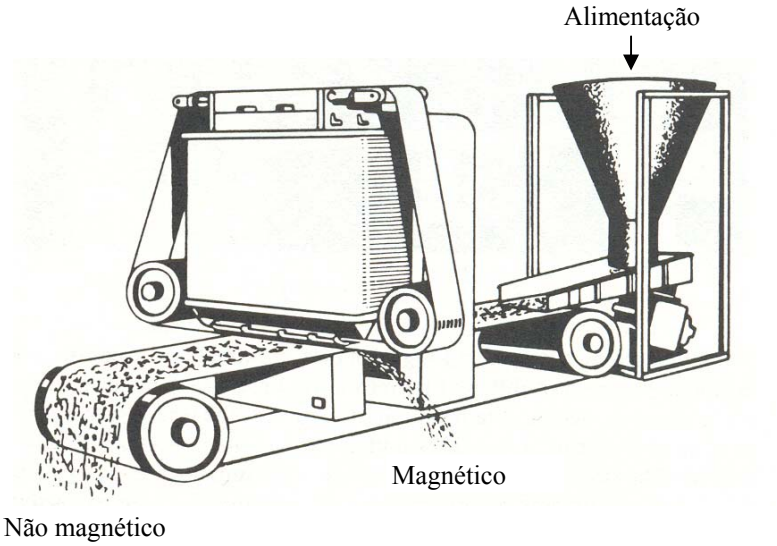


Figura 6.11 – Separador magnético via seca de correia cruzada

Separador magnético de discos

Existem vários modelos destes separadores magnéticos, sendo os mais utilizados constituídos por um ou mais electroímans em forma de U dispostos sob uma correia que transporta o minério a separar (Figura 6.12). Superiormente a estes e à correia transportadora situam-se os discos (um por cada par de pólos), magnetizados por indução. São animados de movimento de rotação e, tendo diâmetro superior à largura da correia, os seus bordos passam para fora do campo magnético, destacando-se aí as partículas magnéticas atraídas pelos discos.

A distância destes discos relativamente à correia é regulável. Eles podem estar inclinados relativamente à correia, permitindo que o mesmo disco possa separar duas espécies minerais de diferente permeabilidade magnética.

Embora possam ser utilizados na separação de minerais finos fortemente magnéticos, eles são geralmente utilizados na separação de minerais com média a fraca susceptibilidade magnética, isto é que exijam médios a altos campos magnéticos.

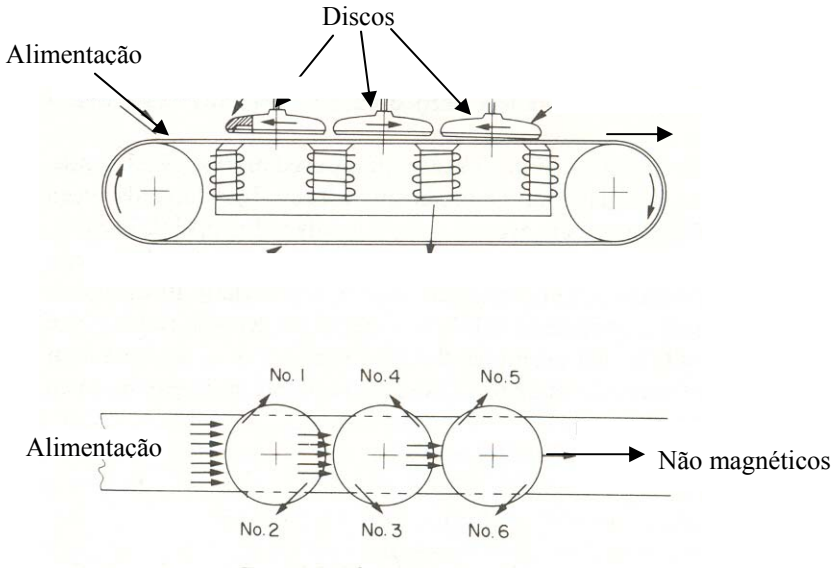


Figura 6.12 – Separador magnético via húmida de discos

6.7.4 - Separadores de alto campo via húmida

Separador magnético tipo carrossel (em anel girante)

Este tipo de separador opera via húmida e sob elevada intensidade de campo. Consta de um anel rotativo, designado de carrossel ou anel girante, que apresenta um movimento de rotação atravessando um campo magnético (Figura 6.13). Para se conseguir um elevado gradiente do campo magnético, o anel é cheio de pequenas esferas de ferro, ou grades ou lã de aço. A alimentação, sob a forma de polpa, é feita continuamente sobre o anel na zona de elevada intensidade de campo. A fracção não magnética atravessa os espaços entre as esferas ou placas e é recolhido inferiormente. O material magnético é captado pela matriz, ou pelo menos é retardado o suficiente para ser transportado pelo movimento do anel rotativo a uma região de campo com baixa intensidade, onde as partículas magnéticas remanescentes na matriz são descarregadas por meio de um jacto de água, sendo o material magnético recolhido num determinado ponto da calha colectora. A separação é obtida com selectividade, visto que facilmente se controla as variáveis operacionais como: intensidade de campo, taxa de alimentação, percentagem de sólidos na polpa, velocidade do anel rotativo ou rotor e descarga das partículas magnéticas.

O separador deste tipo mais utilizado corresponde ao modelo Jones-Humboldt, capaz de produzir campos com intensidade de 2 Tesla (20000 Gauss) e com capacidade até 100 ton/hora.

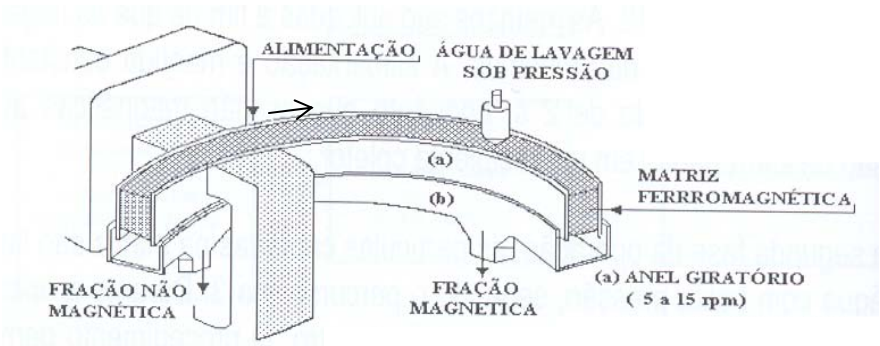


Figura 6.13 – Separador magnético via húmida de anel girante

6.7.5 - Outros separadores

Magnetos de protecção de máquinas

Com o objectivo de proteger britadores da entrada da alimentação de minérios de pedaços de ferro que poderia levar à rotura de algumas das suas peças, usam-se magnetos protectores constituídos por ímans permanentes ou electroímans. Estes magnetos estão geralmente colocados sobre correias transportadoras de material que vai alimentar fragmentadores.

6.8 - Controlo Operacional

A elaboração detalhada das variáveis operacionais para o processo de separação magnética é bastante trabalhosa, uma vez que as mesmas estão ligadas ao tipo de separador ou ao próprio método de separação. De um modo geral, não existe um conjunto genérico de variáveis que permita o controlo operacional da separação magnética. Por exemplo, as variáveis que controlam a separação magnética a húmido de alta intensidade não são as mesmas que controlam a separação magnética a seco de alta intensidade. Por tais motivos, as presentes informações limitam-se a comentar alguns parâmetros que afectam a eficiência do processo de separação.

Intensidade do campo Magnético

A natureza do campo magnético tem uma forte influência na separação dos diferentes tipos de minerais. O controlo da intensidade de campo permite a separação selectiva das partículas com diferentes valores na susceptibilidade magnética. Com baixa intensidade de campo separam-se minerais com elevadas susceptibilidade e com alta intensidade separam-se minerais com valores mais baixos desse parâmetro. Em geral, o controlo da intensidade de campo é feito com o emprego de electroímans, variando a corrente eléctrica. Para alguns separadores pode-se variar o campo mediante ajuste da distância entre os pólos. Os equipamentos com ímans permanentes apresentam menor flexibilidade à variação da intensidade de campo.

Alimentação

O controlo da velocidade de passagem das partículas minerais através do campo magnético constitui uma das variáveis operacionais. No caso da separação a seco, é conveniente que o leito das partículas que atravessa o campo não seja espesso, pois em tais condições apenas as partículas situadas na superfície do leito serão atraídas pelo campo (separador de discos). De outro modo, partículas magnéticas situadas na camada inferior do leito poderão arrastar partículas não magnéticas (separador de tambor), contaminando o concentrado. A alimentação ideal, para os separadores de correias cruzadas, seria aquela cujo leito fosse constituído por uma única camada, o que nem sempre se verifica na prática. Tal procedimento diminui a produção, contudo aumenta a selectividade.

O excesso de alimentação conduz ao aprisionamento de minerais não magnéticos, dentro dos flocos magnéticos, prejudicando a separação, a seco, principalmente quando se trabalha com material fino e de elevada susceptibilidade. Tal contaminação deve-se não só à formação de flocos, mas também à formação de cadeias instantâneas de partículas magnetizadas que arrastam as não magnéticas. Nos separadores a húmido não há grande velocidade das partículas na direcção da maior intensidade de campo, devido à resistência oferecida pela água. Além do controle da alimentação, em alguns casos, é usado o recurso da reversão na polaridade para minimizar o efeito de adesão.

6.9 - Aplicações Práticas

A concentração magnética pode fazer-se no tratamento de minérios como:

- Processo único de separação e aplicado geralmente sobre o minério após estágios de fragmentação, até à obtenção de concentrados e estéreis finais (minérios de ferro);
- Processo complementar para apuramento de pré-concentrados obtidos por outros processos de separação (por exemplo concentrações hidrogravíticas).

Os minérios de ferro embora possam ser tratados por processos de concentração hidrogravítica ou por flutuação, constituem os minérios de maior aplicação da concentração por separação magnética como processo único. Neles o esquema de tratamento depende do calibre de ocorrência das espécies minerais ferríferas, das espécies minerais existentes e da qualidade do concentrado pretendido.

De um modo geral separações sob minério de elevado calibre e a seco são apenas aplicadas a minérios cuja espécie mineral útil é a magnetite.

De um modo geral os minérios de hematite são separados por via húmida em alto campo, após adequada moagem.

Na figura 6.14 representa-se um esquema de tratamento de um minério ferro-magnetítico.

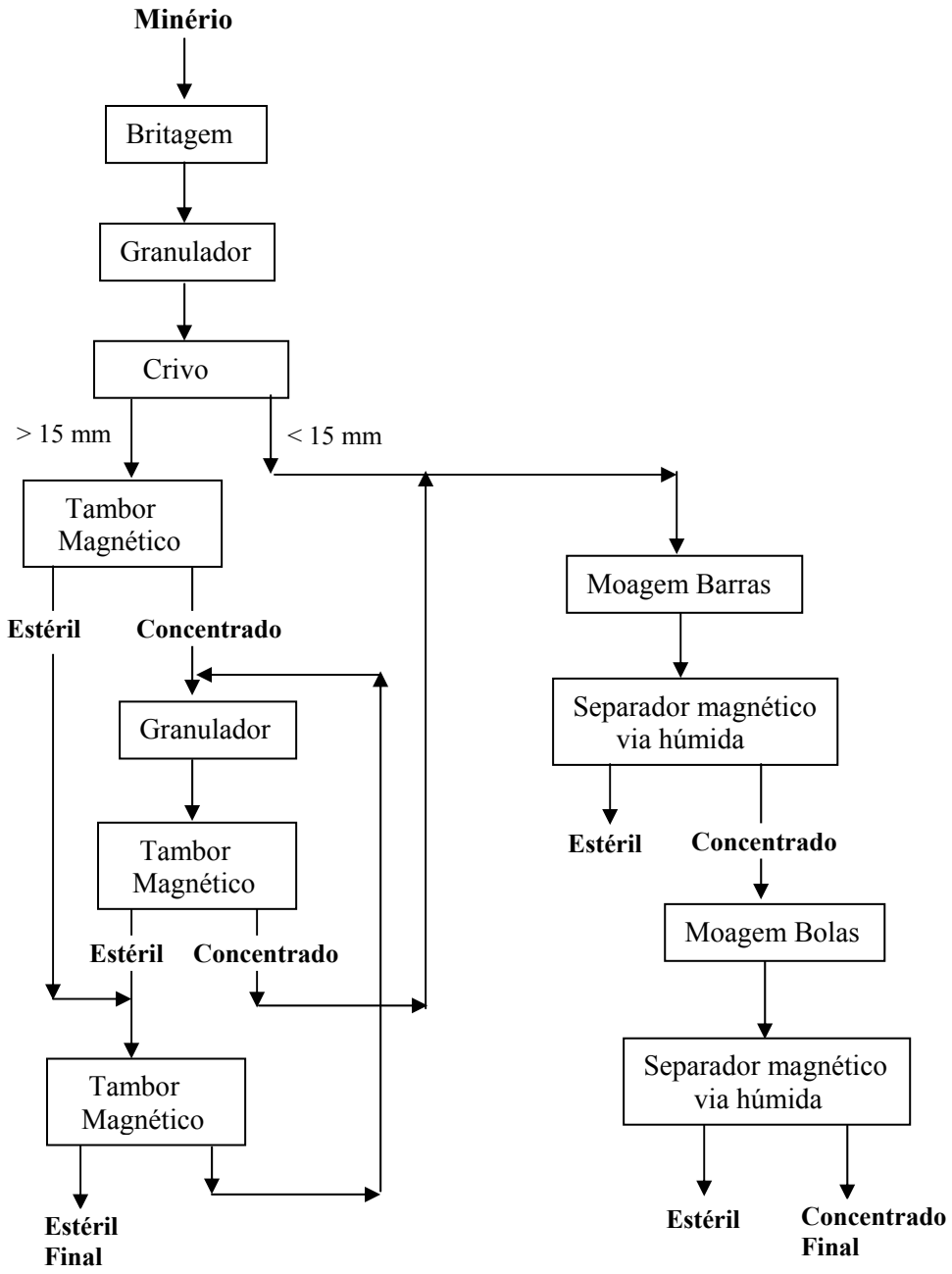


Figura 6.14 – Diagrama de tratamento de um minério de ferro magnetítico

Um exemplo típico da utilização da separação magnética como processo apurador de concentrados hidrogravíticos mais ou menos expurgados de gangas, é o caso da mistura de cassiterite, volframite, siderite e ainda algumas gangas siliciosas. A figura 6.15 mostra um esquema de apuramento deste tipo de pré-concentrado, utilizando o processo de separação magnético.

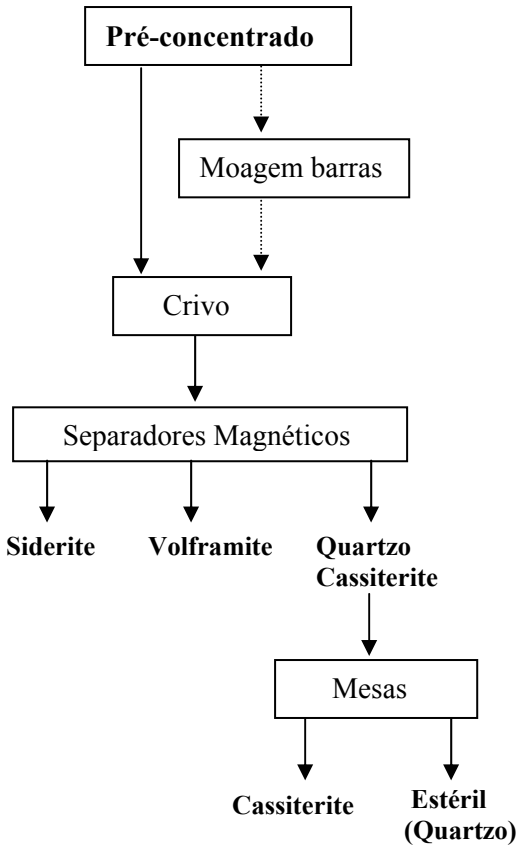


Figura 6.15 – Separação magnética no apuramento de pré-concentrados

7 - SEPARAÇÃO ELECTROSTÁTICA

7.1 - Introdução

A separação electrostática é um processo de concentração de minérios que se baseia na diferente condutibilidade electrostática dos minerais a separar, pois estes podem apresentar diferente susceptibilidade em adquirir cargas eléctricas superficiais.
O termo separação electrostático é utilizado com frequência, em detrimento do termo separação eléctrica, porque os primeiros separadores eram de natureza puramente electro-estática, sem o chamado fluxo iónico. De facto, os separadores electrostáticos podem dividir-se em electrostáticos e electrodinâmicos. A maioria dos primeiros separadores utilizados foram do tipo electrostáticos, e a maioria dos que actualmente se utilizam são do tipo electrodinâmicos, em que a energia eléctrica é aplicada em forma de fluxo iónico.
Os primeiros equipamentos a serem utilizados em escala industrial datam de 1800 e eram utilizados na separação de ouro e sulfuretos metálicos de alta condutividade da ganga silicosa com baixa condutividade. No início do século XX eram depositadas enormes esperanças neste processo de separação, pois pretendia-se com ele operar a beneficiação de sulfuretos, chegando a ser utilizado por exemplo na separação de galena da calcopirite. Porém, no período de 1920-1940, com o desenvolvimento da flutuação, a separação electrostática perdeu bastante importância, pois a flutuação permite muito melhores resultados na beneficiação de sulfuretos, ou de outros quaisquer minérios de fino calibre. Somente a partir de 1940, com o progresso obtido no uso de fontes de alta tensão e os aperfeiçoamentos obtidos nas áreas de electricidade e electrónica, tornou a separação electrostática mais competitiva, quando comparada com outros processos na área do processamento de minérios.
Em meados do século XX a separação electrostática ganhou novamente alguma importância devido ao aparecimento de jazidas de rútilo, pois estas contêm geralmente outros minerais de densidades semelhantes, e com propriedades superficiais também semelhantes, causando alguma dificuldade à aplicação do processo de flutuação. Assim, como o rútilo é consideravelmente mais condutor que os outros minerais, foi possível a sua separação através da aplicação do processo electrostático.
A separação electrostática aplica-se a um número reduzido de minerais. Porém, quando aplicado, apresenta bons resultados. Raramente é utilizada como processo único de concentração, podendo-se combinar com outros métodos de separação, tais como a concentração gravítica e a concentração magnética, podendo ser utilizada por exemplo para retratar pré-concentrados do processo de concentração gravítica.
A separação electrostática está condicionada, entre outros factores, ao mecanismo do sistema que produz as cargas superficiais nos diversos minerais a serem separados, como também à granulometria de liberação, que deve proporcionar uma partícula com massa suficiente para que haja uma atracção efectiva por parte do campo eléctrico aplicado. Para os equipamentos modernos tal granulometria mínima pode ser estimada na faixa de 20 micra.
O processo de concentração electrostático é um processo a seco e aplica-se de modo geral a partículas com calibre compreendido entre 20 micra e 1 mm.

Tal como a separação magnética a separação electrostática é obtida a partir da acção combinada de forças eléctricas e de forças mecânicas (gravidade, centrífugas), produzindo-se assim trajectórias diferencias dos grãos minerais que atravessam um campo eléctrico (Figura 7.1). Para ocorrer separação é necessária a existência de dois factores eléctricos:

- Um campo eléctrico de intensidade suficiente para desviar uma partícula electricamente carregada, quando em movimento na região do campo;
- Carga eléctrica superficial das partículas, ou polarização induzida, que lhes permitam sofrer a influência do campo eléctrico.

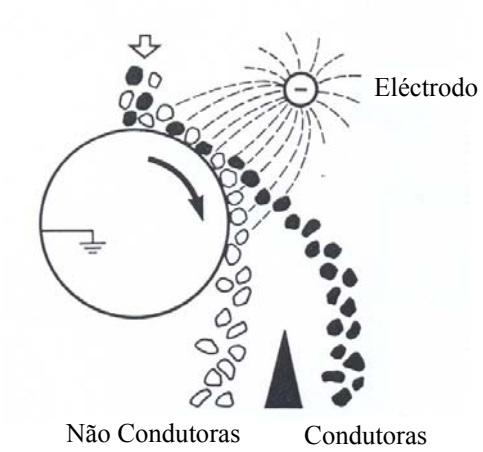


Figura 7.1 – Separação electrostática

Se tivermos um corpo *B* num campo radial duma esfera *A* electrizada positivamente, as cargas positivas induzidas em *B* sofrem a acção duma força dirigida para a esquerda (Figura 7.2). Como as cargas negativas se encontram mais próximas de *A* que as positivas e ainda numa região do campo mais intenso, a força dirigida para a esquerda é maior que a dirigida para a direita, pelo que, embora *B* não tenha excesso de carga, é atraída para *A*. O resultado é o mesmo qualquer que seja o sinal da carga de *A*, e *B* seja isolador ou condutor, sendo no entanto maiores a força de atracção para partículas condutoras.

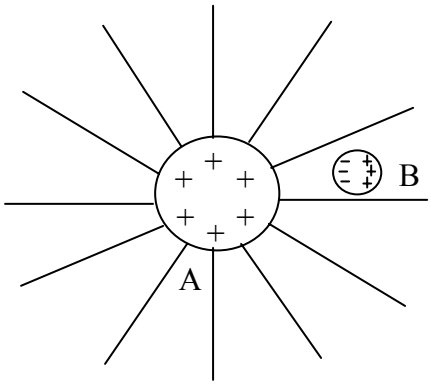


Figura 7.2 – Comportamento duma partícula colocada num campo eléctrico

7.2 - Propriedades eléctricas dos minerais

Os átomos comuns da matéria contêm iguais quantidades de electrões e de protões, pelo que ela não apresenta efeitos eléctricos, dizendo-se por isso que é electricamente neutra, não carregada ou electrizada. Se esse equilíbrio de protões e electrões for quebrado, o corpo apresentar-se-á carregado ou electrizado.
Um corpo estará carregado positivamente quando apresentar deficiência de electrões, e estará carregado negativamente se apresentar excesso de electrões. Esta designação de corpo electricamente carregado também se aplica quando a distribuição dos electrões à sua superfície não é uniforme. Neste caso, embora o corpo no seu conjunto se encontre electricamente neutro, os seus extremos opostos podem encontrar-se carregados relativamente às partes vizinhas (Figura 7.2).
Sob o ponto de vista electrostático os corpos classificam-se em condutores, isoladores ou maus condutores (dieléctricos) e semi-condutores. Nos condutores os electrões apresentam elevada mobilidade, deslocando-se rapidamente à superfície de um ponto para outro. Nos isoladores a mobilidade dos electrões é muito reduzida. Os corpos semi-condutores apresentam um comportamento intermédio.
Na prática, embora o grau de mobilidade dos electrões seja característico de cada mineral, ele aumenta com a intensidade do campo eléctrico em que os minerais são introduzidos. Por este motivo, em altos campos, minerais isoladores podem comportar-se como semi-condutores ou mesmo condutores.

Entre os minerais, os metais nativos, os sulfuretos e a grafite são bons condutores, enquanto que as gangas são isoladores.
Sob o ponto de vista prático, um mineral bom condutor é facilmente separável electrostaticamente de um mineral mau condutor e mais dificilmente dos semi-condutores, ou estes dos isoladores. Na tabela 7.1 apresenta-se a condutibilidade eléctrica de alguns minerais.
A condutividade eléctrica dos minerais pode ser afectada pela presença de impurezas ou de estados da sua superfície.
Alguns minerais apresentam a propriedade da *reversibilidade*. Isto significa que alguns deles, quando sujeitos a baixo campos eléctricos e curtos tempos de exposição se comportam como isoladores, mas perante campos intensos e elevados tempos de exposição comportam-se como suficientemente condutores, para poderem ser separados electrostaticamente.
Alguns minerais apresentam esta propriedade perante cargas positivas (reversibilidade positiva) e outros perante cargas negativas (reversibilidade negativa).

Tabela 7.1 – Condutibilidade eléctrica de alguns minerais

Minerais	10^6	10^4	10^2	1	10^{-2}	10^{-4}	10^{-6}
Cobre	******	**********	**********	***			
Níquel		********	**********	***			
Pirite		*****	*********				
Grafite		*	**********	*******			
Galena			*****	**********			
Calcopirite			**				
Pirrotite			**	********			
Covelite			**				
Molibdenite				**********	**		
Calcocite				**********	*		
Pirolusite				*			
Psilomelana				*			
Bornite				******	***		
Magnetite				******	**********	***	
Marcassite				**********	**********		
Arsenopirite					**********	*****	
Antracite					*****	**********	******
Cromite					*****	**********	******
Blenda					***	**********	***
Argila					**	**********	*
Lenhite						********	
Volframite						**********	********
Quartzito						**********	*******
Siderite						*	
Cuprite							*
Hematite							********
Mica							*********

7.3 - Electrização de partículas minerais

No processo de separação electrostática há três etapas distintas que se devem considerar: a carga ou electrização das partículas, a separação que ocorre numa superfície ligada à terra e a separação causada pela trajectória diferencial das partículas.

O sucesso da separação electrostática dos minerais está relacionado com a eficiência do seu processo de electrização. Diferentes espécies minerais respondem também de forma diferente ao processo de electrização.

Para que ocorra a separação dos minerais, estes devem estar individualizados, o que favorece a sua electrização selectiva. Outro factor a ser considerado é o limite inferior da granulometria

de liberação que deve ser da ordem de 20 micra. Em tais condições deve haver uma quantidade mínima de massa, suficiente para que haja uma atracção efectiva por parte da força eléctrica aplicada.
Na separação electrostática dos minerais, as partículas podem ser electrizadas por três processos:

- Indução (por influência de um campo eléctrico);
- Condução (por contacto ou transferência de cargas);
- Bombardeamento iónico (por efeito corona ou de alta tensão).

Cada um destes processos distintos origina uma carga superficial das partículas. Nas separações industriais, as operações práticas são levadas a efeito pela aplicação conjunta de dois ou mais daqueles processos de electrização.

7.3.1 - Electrização por indução ou influência de um campo eléctrico

Qualquer corpo não electrizado ao ser colocado num campo eléctrico sofre uma redistribuição de cargas eléctricas. Se o corpo é condutor as suas cargas livres redistribuem-se imediatamente à superfície, tornando-se um volume equipotencial de carga nula no interior. Se o corpo é isolador, essa redistribuição de cargas à superfície faz-se muito mais lentamente. Em qualquer dos casos o excesso é nulo, mas certas regiões do corpo adquirem excessos de cargas positivas e outras negativas, denominadas cargas induzidas. O número de electrões livres determina o comportamento dos corpos em condutores, semi-condutores e isoladores.
Quando as partículas minerais em contacto com uma superfície condutora e ligada à terra são submetidas a um campo eléctrico, observa-se a indução de uma carga na sua superfície. A carga induzida depende da intensidade do campo e da natureza das partículas. Relembre-se que não existem minerais condutores e dieléctricos perfeitos. Por acção da indução, tanto as partículas condutoras como não condutoras adquirem cargas eléctricas, isto é polarizam-se, no entanto as partículas condutoras apresentam uma superfície equipotencial mediante o seu contacto com a superfície condutora ligada à terra. As partículas não condutoras permanecem polarizadas, conforme se representa na figura 7.3. As partículas condutoras deixam fluir a sua carga através da superfície condutora ligada à terra e ficam assim com carga do mesmo sinal da superfície ligada à terra sendo repelida por ela. Já as partículas não condutoras, porque ficam polarizadas, aderem à superfície ligada à terra, como consequência da atracção electrostática.

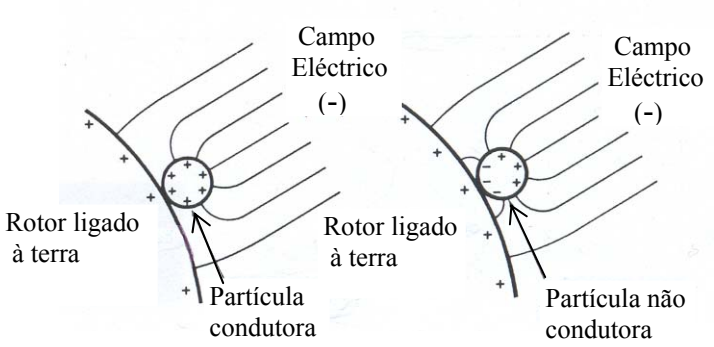


Figura 7.3 – Carga das partículas por indução.

7.3.2 - Electrização por contacto ou transferência de cargas

Se de um corpo não electrizado, for removida por contacto uma parte dos electrões livres, o corpo fica carregado positivamente. Se ele adquiriu electrões livres por contacto, o corpo diz-se carregado negativamente. Contrariamente ao que se verifica na electrização por indução, na electrização por contacto a carga do corpo carregado é do mesmo sinal da do corpo carregador.

Quando minerais diferentes se põem em contacto e são separados posteriormente, pode ocorrer o aparecimento de cargas eléctricas com sinais opostos nas suas superfícies. Este fenómeno é conhecido desde a antiguidade, tendo-se observado que o âmbar após sofrer atrito tinha a capacidade de atrair pequenas partículas de minerais. A área de contacto entre as partículas é muito pequena, donde para se acumular qualquer carga é necessário fazer com que se produzam contactos repetidos. Isto ocorre sempre que exista movimento massivo das partículas. Se as partículas são constituídas por minerais fracamente condutores, a densidade de carga da superfície das partículas pode tornar-se suficientemente elevada para aplicar este mecanismo como base para a separação dos minerais.

Faz-se uso deste mecanismo nos separadores electrostáticos de queda livre. Este não é um mecanismo importante em nenhum dos separadores electrostáticos de uso corrente.

7.3.3 - Electrização por bombardeamento iónico ou efeito corona

Este processo, que se revela ser o mais eficiente nas separações electrostáticas, consiste em levar ao contacto com o corpo a electrizar um gás ionizado (geralmente o ar) carregando-se a sua superfície por efeito de colisões e fixação de iões (geralmente negativos).

A maior fonte de iões para realizar a electrização por este processo corresponde ao efeito corona o qual se desenvolve em torno de um condutor eléctrico, levado a alto potencial, e uma placa terra. Este fenómeno deve-se à ionização do ar em torno do fio condutor atravessado pela corrente eléctrica, originando-se um fluxo constante de iões gasosos entre o condutor e a terra.

Os gases em condições normais de pressão e temperatura, não conduzem a corrente eléctrica,

comportam-se como dieléctricos. Porém, se submetidos a um potencial elevado, ocorre uma descarga iónica e, consequentemente, a condução da corrente eléctrica. A intensidade da descarga depende da forma dos eléctrodos que estabelecem o potencial. Na realidade o que ocorre é um fluxo iónico entre os eléctrodos de pequenas dimensões. Na prática, os melhores resultados são obtidos usando-se eléctrodos fabricados com fio de tungsténio e diâmetro da ordem de 0,25 mm. Denomina-se efeito corona ao fluxo iónico obtido com tais eléctrodos, quando submetidos a potenciais elevados. O efeito corona é utilizado na electrização de partículas de minerais durante a separação electrostática, sendo um dos processos mais eficientes de carga das partículas. Todas as partículas de formas e dimensões diferentes, condutoras e não condutoras, adquirem cargas com a mesma polaridade do eléctrodo.

Este processo é utilizado no tratamento de minérios, quase que exclusivamente para separar os minerais condutores dos dieléctricos. Trata-se de um processo caro, envolvendo equipamento de alta tensão e, na prática, os melhores resultados são obtidos quando este processo está associado a outro, como por exemplo a electrização por contacto e com repetidas operações de limpeza.

O procedimento prático consiste em fazer passar as partículas a serem carregadas através da região do espaço onde está situado o fluxo iónico. Todas aquelas partículas situadas sobre a superfície ligada à terra (como um tambor metálico) recebem um bombardeamento intenso: as condutoras transferem a sua carga à placa terra, enquanto que as dieléctricas retêm essa carga, permanecendo ligada à placa terra.

A força que mantém as partículas não condutoras coladas à superfície é chamada “força de imagem".

A electrização das partículas que atravessam o espaço onde está situado o fluxo iónico pode fazer-se sob dois casos distintos:

- Atravessam esse campo sem contactarem com a placa terra;
- Atravessam esse campo e contactam com a placa terra.

Quando uma partícula atravessa em queda livre o campo corona polariza e quer seja condutora ou isoladora, fica carregada negativamente, ligando-se os aniões gasosos ao lado positivo da partícula. (Figura 7.4a). Após um certo número de aniões terem colidido com a partícula, esta adquire uma carga máxima, após o que não recebe mais carga. Verifica-se que para igualdade de outros factores (intensidade de campo iónico, capacidade indutiva das partículas) a carga máxima é maior para as partículas condutoras do que para as isoladoras e é maior paras partículas alongadas do que para as esféricas.

Quando uma partícula condutora, em contacto com a placa de terra, atravessa o campo corona ocorre o escoamento dos aniões para a terra, no caso duma partícula isoladora esse escoamento não se verifica. Assim, se uma partícula for um condutor perfeito ela não se apresentará carregada, recebendo uma carga máxima se for um isolador perfeito, pois não haverá escoamento dos aniões para a placa terra. Como não há partículas condutoras nem isoladoras perfeitas, as partículas receberão uma carga eléctrica que será maior para as isoladoras do que para as condutoras e de polaridade oposta à da placa terra, sendo pois atraídas por esta, mas mais as isoladoras que as condutoras (figura 7.4b).

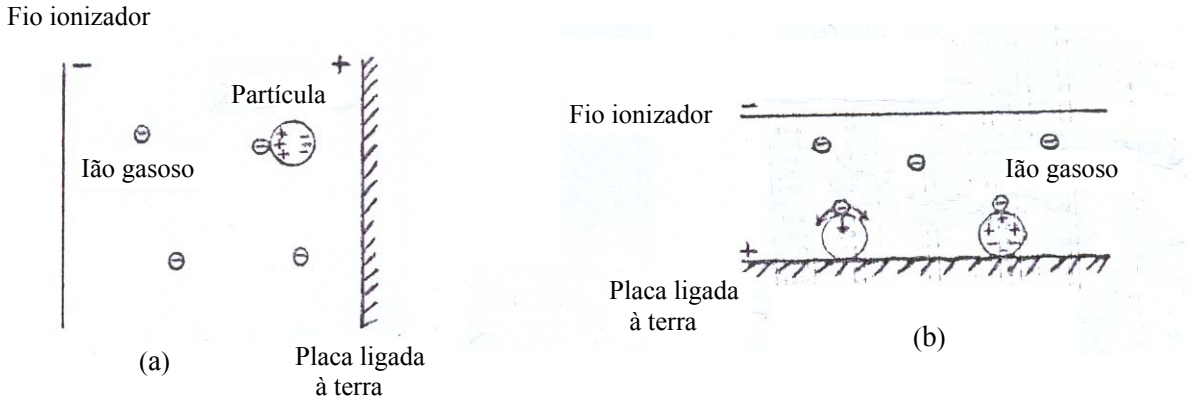


Figura 7.4 – Electrização por bombardeamento iónico de partículas em queda livre (a) e em contacto com a placa de terra (b)

7.4 - Tipos de separadores electrostáticos de minerais

A técnica de separação electrostática consiste em submeter as partículas minerais a forças electrostáticas e mecânicas (gravidade e centrífuga) de modo a originar trajectórias diferenciais que conduzirão à separação.
A utilização de forças electrostáticas exige a existência conjunta de dois fenómenos:

- A existência de um campo eléctrico suficientemente intenso para permitir desviar as partículas carregadas electricamente;
- As partículas devem possuir cargas eléctricas ou apresentar polarização induzida suficiente para serem influenciadas pelo campo eléctrico.

Os equipamentos utilizados na prática têm em comum alguns componentes básicos: sistemas de alimentação e recolha dos produtos, campo eléctrico externo, mecanismos de carga e dispositivos aderentes de transporte que provoquem diferentes trajectórias das partículas dieléctricas.
O potencial e/ou campo eléctrico variam com o tipo de separador. Geralmente opera-se com potenciais entre 10 a 100 kV, enquanto que o campo eléctrico está compreendido na faixa de $4x10^4$ até $3x10^6$ V/m.
A forma de um separador está fundamentalmente relacionada com o tipo de mecanismo utilizado na carga das diferentes espécies minerais presentes na separação. Tem-se, então, dois tipos básicos de equipamentos: os electrodinâmicos e os electrostáticos. Nos primeiros emprega-se o fluxo iónico com transferência de cargas, enquanto nos últimos não há fluxo iónico. Na prática são encontrados os separadores electrodinâmicos geralmente designados "de alta tensão" e os separadores electrostáticos de placas condutoras.

7.4.1 - Separadores electrostáticos de tipo electrostáticos

Os separadores electrostáticos mais antigos foram do tipo electrostáticos de placas. Os separadores de placas de queda livre, nos quais as partículas caem entre duas placas (uma carregada positivamente e outra carregada negativamente com um gradiente de alta voltagem entre elas) foram dos primeiros separadores utilizados, não se encontrando em uso na actualidade. Aqueles separadores eram utilizados na separação de silvite-halite, feldspato-quartzo e fosfato-quartzo.
Existem dois tipos de separadores electrostáticos industriais, os de tipo rotor e do tipo de placas.

Separadores electrostáticos tipo rotor

Neste separador (Figura 7.1) a alimentação caindo sobre o rotor, ligado à terra, é levada até uma zona de influência de um campo eléctrico criado por um eléctrodo não ionizante. Perante este campo as partículas desenvolvem rapidamente uma carga superficial por indução, convertendo-se numa partícula polarizada. De acordo com a figura 7.1, uma partícula condutora converte-se rapidamente numa superfície equipotencial tendo o mesmo potencial que o rotor ligado à terra, sendo portanto atraída pelo eléctrodo. Deste modo as partículas condutoras separam-se da superfície por atracção para o eléctrodo enquanto que as partículas não condutoras continuam aderentes à superfície do rotor até que a gravidade as faça cair.

Separadores electrostáticos tipo placa

O equipamento, conforme figura 7.5, apresenta uma placa condutora de terra e um eléctrodo grande (placa) que cria um campo eléctrico. A alimentação é feita entre as placas, deslizando sobre a placa de terra, escoando livremente por gravidade. A carga por indução ocorre sobre a placa condutora pela acção do campo eléctrico, devido ao eléctrodo de sinal negativo, adquirindo as partículas uma carga de sinal contrário ao do eléctrodo. Por este motivo há uma transferência de electrões dos minerais condutores através da placa, tornando-os positivos. Este comportamento resulta na atracção das partículas condutoras pelo eléctrodo, mudando a sua trajectória. As partículas não condutoras não são influenciadas pelo campo eléctrico, continuando por isso o seu escoamento descendente por gravidade.

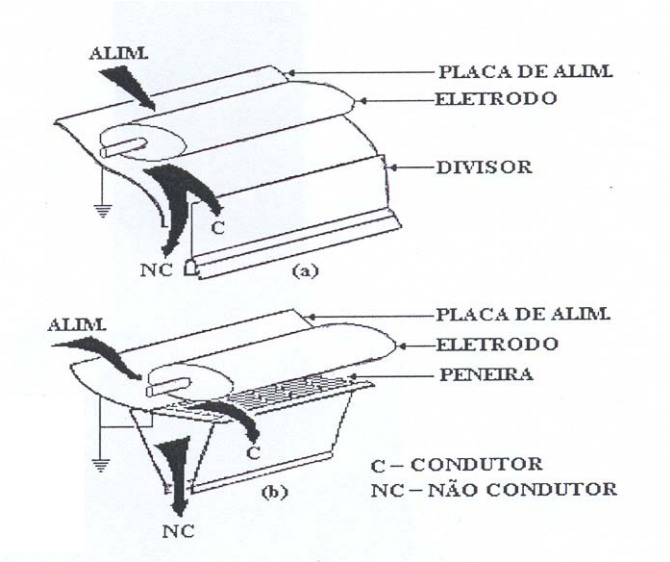


Figura 7.5 – Separador electrostático tipo placa

As forças electrostáticas que actuam nos separadores de placas condutoras são de baixa intensidade, condicionando a sua aplicação à separação de minerais com calibre mais grosseiro. Tal limitação é um factor que justifica o seu baixo uso nas operações primárias de separação e, ainda, faz com que sejam raramente usados nas etapas de limpeza, como no caso das areias monazíticas.

Nos separadores electrostáticos as partículas finas são mais afectadas pelas forças débeis intervenientes, e por conseguinte o produto condutor contem preferencialmente partículas condutoras finas. Ao mesmo tempo, não há tendência para que as partículas grossas não condutoras entrem na corrente das condutoras. Como estes separadores actuam principalmente sobre as condutoras, eles utilizam-se fundamentalmente para limpar uma pequena quantidade de partículas condutoras de uma grande quantidade de partículas não condutoras. Em particular na remoção de pequenas quantidades de rútilo e ilmenite de concentrados de zircão. Geralmente dispõem-se em série, conforme se representa na figura 7.6, apurando as partículas não condutoras mediante separadores sucessivos.

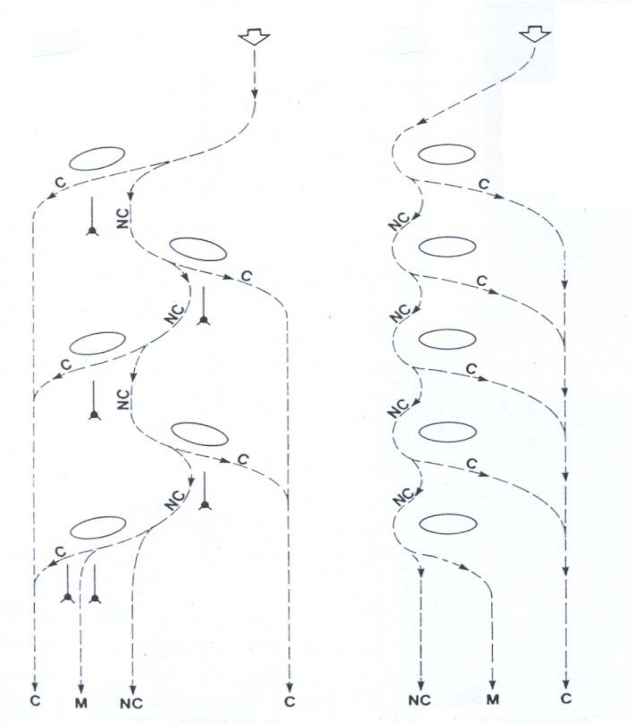


Figura 7.6 – Esquema de separação em série de separadores electrostáticos de tipo placa.

7.4.2 - Separadores electrodinâmicos

Estes separadores são geralmente designados de separadores de alta tensão. Na figura 7.7 representa-se esquematicamente este tipo de separador. Apresentam um tambor rotativo ligado à terra, um eléctrodo ionizador, um eléctrodo responsável pela criação de um campo eléctrico e uma escova de limpeza. A mistura, constituída por minerais com diferente susceptibilidade à electrização superficial, é alimentada em *A* sobre a superfície do tambor onde recebe o bombardeamento iónico (trecho *BC*) por meio do eléctrodo de ionização. Os minerais sob intenso efeito corona carregam-se negativamente permanecendo agarradas à superfície do tambor até entrarem na região de acção do eléctrodo estático (trecho *CD*). O eléctrodo estático tem a função de reverter, por indução, as cargas das partículas condutoras, provocando o seu deslocamento lateral em relação à superfície do tambor, mudando a sua trajectória e sendo recolhidas como material condutor. O material dieléctrico permanece com carga negativa e, portanto, colado à superfície do tambor, pois estas partículas não têm a capacidade de dissipar rapidamente a sua carga para o tambor. De seguida estas partículas são removidas com auxílio da escova e do eléctrodo de corrente alternada. Este dispositivo tem a função adicional de tornar mais eficiente o processo de limpeza com escova, sobretudo quando em presença de partículas não condutoras.
Para partículas de susceptibilidade eléctrica intermédia, à medida que o rotor vai girando, elas perdem lentamente a sua carga, desprendendo-se do tambor por gravidade.

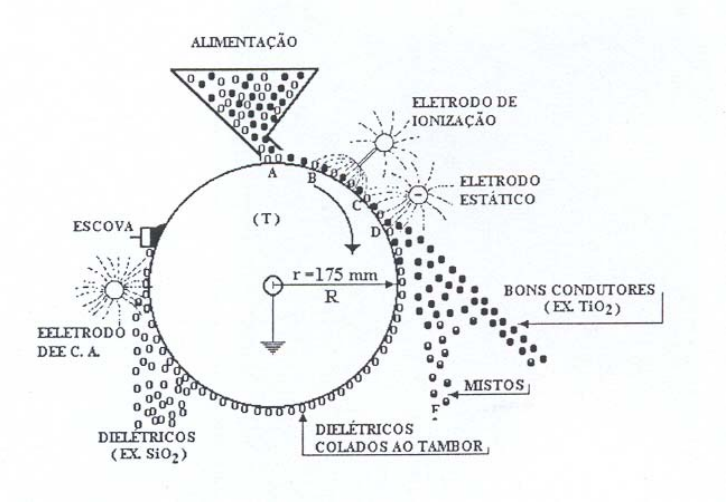


Figura 7.7 – Separador electrodinâmico ou de alta tensão

Relativamente às suas dimensões os separadores são avaliados em relação ao diâmetro e comprimento do tambor. São fabricados equipamentos com diâmetros que variam na faixa de 150 a 240 mm e comprimento até 3 m. A capacidade é calculada em termos da alimentação que atravessa o tambor nas unidades de tempo e de comprimento do mesmo (kg/h.m), podendo variar até 2.500 kg/h.m, para o caso de minério de ferro, e 1.000 kg/h.m, no caso de areia monazítica. Um separador de seis rotores de 3 m pode tratar 54t/h de mineral de hematite numa operação de uma só passagem.

7.5 - Factores condicionantes da separação electrostática

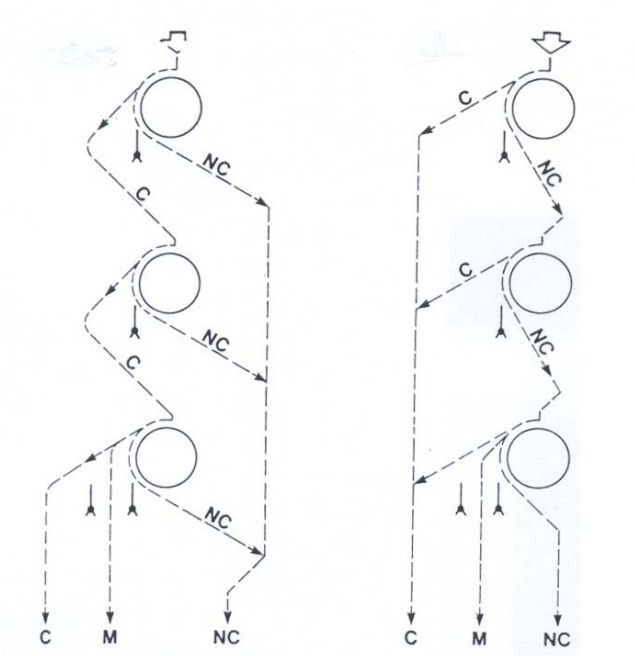
Na separação electrostática as partículas devem apresentar a sua superfície livre de contaminações de matéria orgânica, de poeiras e devem estar isentas de humidade. Por estes motivos nas instalações industriais devem existir etapas de lavagem, atrito e secagem do material antes da separação electrostática.
A etapa de secagem não constitui uma dificuldade prática ao processo, porém a manutenção do material em ambiente ausente de humidade tem sido operação bastante onerosa. Na separação electrostática de rútilo, têm sido usadas temperaturas da ordem de 60ºC para diminuir as dificuldades causadas pela humidade. Esta tem maior influência nos separadores electrostáticos que nos separadores de alta tensão.

As principais condições exigidas para a obtenção de separações electrostáticas eficientes são as seguintes:

- Suficiente diferença na condutibilidade das espécies minerais a separar;
- Boa calibragem prévia da alimentação (semelhante motivo ao da separação magnética);
- Adequada intensidade do campo corona e estático e velocidade de rotação do rotor separador;

- Boa distribuição da alimentação em leitos monogranulares sobre o cilindro separador;
- Alimentação desprovida de humidade (secagem prévia).

Como na maioria dos processos de tratamento de minérios, granulometrias muito amplas não são adequadas à separação electrostática. Os separadores electrodinâmicos permitem trabalhar sobre um maior intervalo de calibres. Tratando-se de minerais de hematite é possível tratar material com calibre entre 70 micra e 1mm.
A dimensão e forma das partículas têm influência na acção do separador. As partículas maiores apresentam pequena carga superficial devido à baixa superfície específica. Como consequência, a força electrostática sobre as mesmas é menor que o peso individual de cada partícula. Tal facto justifica a presença de material grosso e condutor na fracção não condutora, diminuindo a eficiência do processo. Por outro lado, partículas muito finas condutoras tendem a permanecer com as não condutoras nos leitos inferiores das mesmas sobre a superfície do rolo, diminuindo também o desempenho da operação. Como resultado, é normal a prática operacional que utiliza múltiplos estágios de limpeza com a recolha adicional de uma fracção mista, o que proporciona a obtenção de concentrado mais puros, conforme se representa na figura 7.8 e 7.9.



Limpador de partículas condutoras

Limpador de partículas não condutoras

Figura 7.8 – Esquema de separação em série de separadores electrodinâmicos

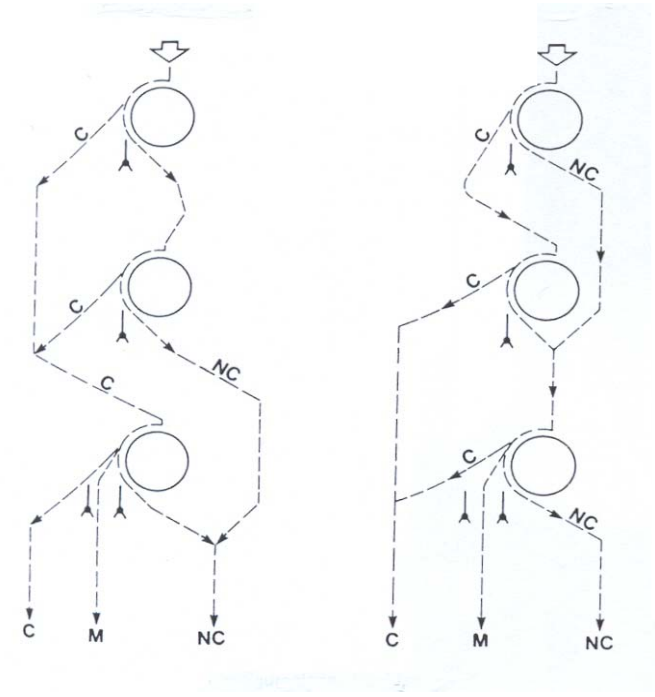


Figura 7.9 – Esquema de separação em série de separadores electrodinâmicos

7.6 - Aplicações da separação electrostática

Na indústria mineira este método de tratamento tem aplicações limitadas, fundamentalmente porque tem capacidades muito baixa. Este motivo leva a que se trate de um processo a aplicar particularmente no apuramento final de pré-concentrados obtidos por outros processos. Deste modo ele localiza-se no fim do diagrama de tratamento.
Na actualidade este processo de separação é utilizado fundamentalmente no tratamento de minérios aluvionares de titânio, para separar o rútilo e a ilmenite do zircão e da monazite. Neste tipo de minérios a matriz siliciosa pode ser previamente separada por processos gravíticos. A separação electrostática pode também ser utilizada para separar a cassiterite, a columbite e a ilmenite de minerais de ganga. Pode também ser utilizado para separar a cassiterite da scheelite.

Na figura 7.10 representa-se um esquema de tratamento de areias monazíticas em que se utiliza a separação electrostática conjuntamente com concentrações gravíticas e magnéticas.

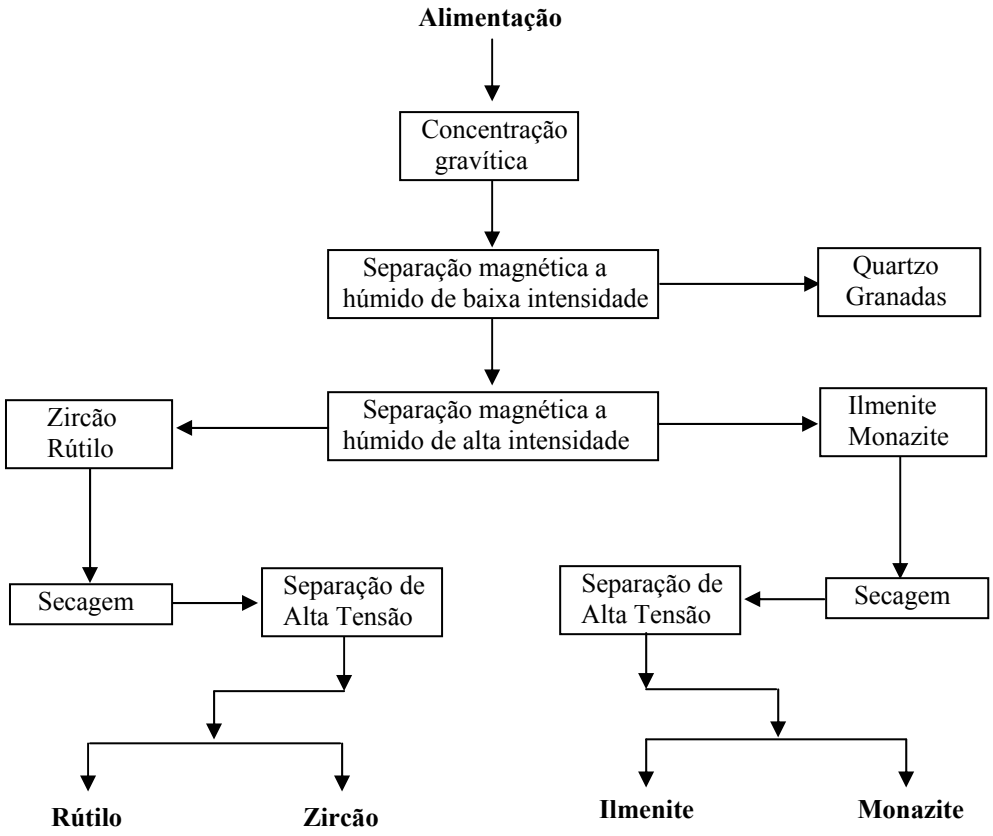


Figura 7.10 – Diagrama de tratamento simplificado de tratamento de areia monazítica

8 - FLUTUAÇÃO

8.1 - Introdução

A flutuação é um processo de concentração de minerais que se baseia nas propriedades superficiais das partículas, tendo por base a adesão selectiva de algumas partículas sólidas para com o ar e de outras para com a água. O primeiro tipo de partículas denominam-se hidrófobas e o segundo tipo hidrófilas. Os agregados partículas-bolhas apresentam menor densidade que a polpa circundante, flutuando portanto até à superfície. Assim, a separação é baseada na diferença de densidade entre os agregados partículas-bolhas e as outras partículas hidrófilas dispersas na polpa. A característica que suporta a separação é o diferente grau de hidrofobicidade das partículas existentes. Enquanto algumas substâncias minerais são naturalmente hidrófobas, ligando-se com relativa facilidade às bolhas de ar, existem outras que não se ligam às bolhas naturalmente, sendo necessário adicionar alguns reagentes de modo a torná-las flutuáveis, isto é, hidrófobas. Aliás, na maior parte dos casos a hidrofobicidade natural é aumentada pela adição de colectores. Contrariamente, quando se pretende que alguns minerais não flutuem, a sua propriedade hidrófila pode ser aumentada através da utilização de reagentes depressores. Deste modo, este processo de separação é físico-químico, pois exige a adição de pequenas quantidades de reagentes.
São várias as classes de reagentes potencialmente utilizáveis, existindo em cada um dos casos numerosos tipos de reagentes. Dentro dos reagentes utilizados, os colectores desempenham geralmente o papel principal no processo de flutuação.
Até 1920 a separação de minerais fazia-se fundamentalmente pelos processos hidrogravíticos. Deste modo, estes aparelhos apresentavam baixa eficiência no tratamento de partículas finas, com calibre inferior a 100 μm, e não permitiam a separação de minerais com semelhante densidade.
O aparecimento da flutuação veio resolver estes dois problemas, permitindo obter elevadas recuperações e elevadas selectividade no tratamento de minerais de semelhante densidade e de fino calibre, constituindo o maior desenvolvimento na beneficiação de minérios no século XX. Este processo trata cerca de três quintos da tonelagem de minério produzida mundialmente, podendo ser aplicado a praticamente todo o tipo de minério.

Os seus principais inconvenientes são exigir fragmentação intensa, operação sempre onerosa, utilização de reagentes o que o onera, processo temperamental o que exige controlo permanente e mão de obra especializada, obtenção de concentrados de fino calibre.
As suas principais vantagens residem na possibilidade de utilização na beneficiação de partículas de fino calibre, até cerca de 20 μm, simplicidade de trabalho e reduzida mão de obra, pequena espacialidade das instalação mesmo para capacidades elevadas, possibilidade de separar entre si vários tipos de minerais, sendo aplicado a todo o tipo de minério.

Sob este aspecto existem duas modalidades de procedimento:

- Flutuação integral ou colectiva, que designa o processo em que várias espécies minerais úteis são separadas, em conjunto, das gangas.

- Flutuação selectiva ou diferencial, em que as diferentes espécies minerais a separar das gangas são flutuadas separadamente umas das outras.

Por exemplo, na presença de sulfuretos complexos (calcopirite-galena-blenda-ganga), os três minerais úteis podem ser separados das gangas, através da sua flutuação simultânea, obtendo-se um concentrado (flutuado) constituído por aqueles três minerais. Neste caso está-se perante uma flutuação integral. O flutuado assim obtido deverá ser de seguida sujeito a operações de flutuação visando a obtenção dos concentrados correspondentes a cada um daqueles minerais. Por outro lado, a beneficiação daquele minério complexo poderá ser realizada flutuando, isoladamente, cada um daqueles três minerais, estando-se assim em presença da flutuação diferencial.

Quando se flutua a espécie mineral útil, o processo designa-se por flutuação directa, quando se flutua a ganga, e se deprime a substância mineral útil, o processo designa-se por flutuação inversa ou indirecta. Na presença de uma mistura de minerais, geralmente procura-se flutuar as substâncias que ocorrem em menor percentagem, tendo sempre em atenção o diferente grau de flutuabilidade dos minerais presentes.
A flutuação pode ser aplicada como método único de beneficiação, ou como método complementar de outros, podendo por exemplo ser utilizado no apuramento final de concentrados obtidos por outros processos.

O processo de flutuação pode ser realizado segundo as seguintes modalidades tecnológicas: flutuação fílmica, flutuação em óleos e flutuação em espumas (froth flotation). Pode dizer-se que destes três métodos apenas a flutuação por espumas é hoje industrialmente utilizada. Por este motivo quando na indústria mineira se fala em flutuação, refere-se sempre à flutuação por espumas. Também por aquele motivo, nestes apontamentos apenas se irá abordar o processo de flutuação por espumas.
Na flutuação fílmica a separação opera-se na parte superior ou na interface ar-água; na flutuação em óleos a separação faz-se na interface óleo-água. Estes dois métodos apresentam muito menor selectividade e capacidade que a flutuação por espumas, sendo também mais onerosos, fundamentalmente a flutuação em óleos. Na flutuação por espumas a separação realiza-se à custa de bolhas de ar que, quando introduzidas na polpa, colidem e ligam-se às partículas transportando-as até à superfície, formando um leito de espumas mineralizadas que flutua sobre a polpa.
A flutuação fílmica em mesas (gravíticas), que permite tratar calibres mais grosseiros, constitui uma variante da tecnologia da flutuação fílmica. Esta tecnologia difere da flutuação fílmica tradicional apenas nos meios físicos empregados, podendo ser aplicada sob partículas de maior calibre.
Relativamente à flutuação por espumas, utilizam-se as células mecânicas ou colunas de flutuação. No item 8.8 apresentam-se as principais vantagens e desvantagens destes dois equipamentos, e seus respectivos campos de utilização.

8.2 - Descrição do processo

Num processo de separação por flutuação para ocorrer a separação de duas ou mais substâncias minerais é condição necessária que algumas dessas substâncias se liguem às bolhas e flutuem, sendo recolhidas pela zona do flutuado e que as outras afundem na polpa saindo pela zona do afundado. A flutuação é efectuada por bolhas gasosas, geralmente ar, que servem de meio de transporte das partículas hidrófobas desde a chamada zona da polpa até à zona da espuma. Porém, para ocorrer flutuação não basta que as partículas flutuem desde a zona da polpa até à espuma, é também necessário que nesta zona os agregados partículas-bolhas que aí chegam não sejam destruídos, caindo novamente as partículas na zona da polpa. Assim, a espuma deve ter uma estabilidade tal que sustenha as partículas flutuadas mas deve permitir que as partículas arrastadas possam ser drenadas, retornando novamente à zona da polpa, contribuindo assim para uma separação mais selectiva.
O processo de flutuação pode ser dividido num conjunto de operações elementares, interactivas, conforme se representa no diagrama da figura 8.1.
Esta figura permite verificar a complexidade do processo de flutuação e a inter-relação dos processos elementares constituintes deste processo e a sua importância para o sucesso da operação de flutuação. Assim, verifica-se que para o sucesso da flutuação de um determinado mineral é necessário que as partículas colidam com as bolha e se liguem a estas, sendo esta possibilidade de ligação discriminatória, que de seguida as partículas ligadas sejam carreadas até à superfície formando a espuma, não havendo a sua desligação durante aquele percurso e que finalmente o material da espuma seja recolhido.

8.3 - Flutuação verdadeira e flutuação falsa (arrastamento)

No processo de flutuação por espuma as partículas podem ser recuperadas por flutuação verdadeira ou por flutuação falsa (arrastamento). A flutuação verdadeira ocorre quando as partículas (hidrófobas), após colisão, se ligam às bolhas de ar formando agregados estáveis e são levitadas por estas até à zona da espuma sendo aí recolhidas. A flutuação falsa (arrastamento), fenómeno indiscriminatório, ocorre quando as partículas são arrastadas para a superfície em suspensão na água situada entre as bolhas. Enquanto o primeiro mecanismo de recuperação é função da hidrofobicidade das partículas e é relativamente fácil de controlar, o segundo está relacionado fundamentalmente com a quantidade de água recuperada e é mais difícil de controlar, sobretudo para calibres finos.

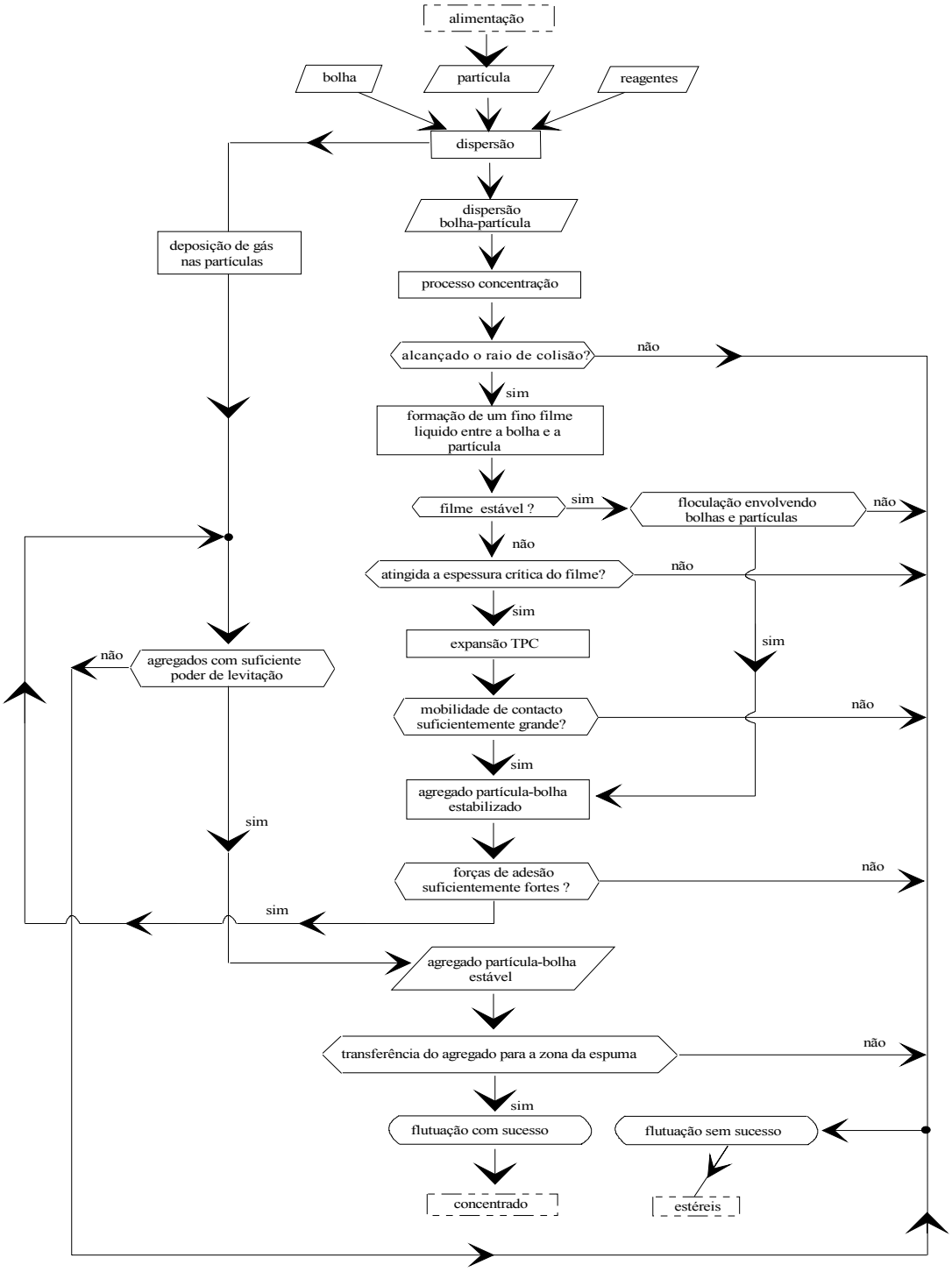


Figura 8.1 - Diagrama dos processos elementares da flutuação (Schulze, 1984).

O arrastamento é um problema na flutuação, pois nele não há discriminação entre as partículas hidrófobas e hidrófilas, não contribuindo para a separação, ambas estão presentes na água entre-bolhas, sendo arrastadas com igual intensidade. O grau de arrastamento é particularmente elevado para os calibres finos, pois estas partículas têm menor massa. Este facto, associado à sua maior dificuldade de flutuação, é o principal responsável pela baixa selectividade do processo de flutuação e, consequentemente, muitas vezes, é também

responsável pelo insucesso da flutuação de material extremamente fino (Bartlett e Mullar, 1974; Trahar e Warren, 1976; Hemmings, 1980; Trahar, 1981; Frew e Trahar, 1982; Sivamohan, 1990; Subrahmanyam e Forssberger, 1990). No parágrafo 8.11 analisa-se com pormenor a importância e a influência do calibre das partículas no processo de flutuação. No processo de flutuação é de extrema importância não só diminuir a influência do arrastamento, mas também dominar algumas técnicas que o permitam quantificar. Estas técnicas permitirão analisar qual a influência dos parâmetros em jogo no processo de flutuação, (como por exemplo: tipo e concentração de espumante, calibre do material) no grau de arrastamento e, obviamente, na selectividade do processo. Isto é de extrema importância na medida em que permite determinar o modo de variação da contribuição do arrastamento para diferentes condições operatórias e, portanto, permite concluir acerca das melhores condições de selectividade e de eficiência do processo de flutuação.

A recuperação por arrastamento depende fundamentalmente de dois grupos de factores, uns relacionados com a natureza do produto (calibre, densidade e forma) e outros relacionados com as condições operatórias (diluição da polpa, intensidade de agitação, taxa de aeração, tamanho das bolhas, grau de cobertura das bolhas, estabilidade e altura da espuma). Dos estudos realizados acerca dos factores influentes nos fenómenos de arrastamento, pode concluir-se que de um modo geral a recuperação por arrastamento diminui com o aumento do calibre das partículas e com a sua densidade. Quanto à forma verifica-se que as partículas de forma lamelar são mais facilmente arrastáveis e também são mais dificilmente drenadas. No que se refere ao tipo de influência dos factores operatórios, diversos estudos têm permitido concluir que a recuperação por acção da flutuação falsa diminui com a diluição da polpa e com a altura da espuma, e aumenta com a agitação, com a taxa de aeração, com a área de superfície das bolhas coberta e com a estabilidade da espuma.

Devido à influência do arrastamento no processo de flutuação e à sua dependência em relação à granulometria, têm sido realizados muitos trabalhos com vista não só à determinação da sua contribuição mas também ao estudo da influência das variáveis, tais como granulometria e tipo de espumante, no processo de arrastamento. Destes trabalhos, destacam-se os de Trahar (1981), Warren (1985), V.Ross (1990, 1991), que permitiram o aparecimento de métodos, com os respectivos nomes dos autores, capazes de quantificar a contribuição do arrastamento para a recuperação total e obviamente também a contribuição da flutuação verdadeira. No parágrafo 8.15 são descritos estes três métodos e um outro por nós implementado.

8.4 - Tipo de reagentes

A flutuação é o principal processo de concentração baseado na química interfacial das partículas minerais em solução. Apesar de se poder estudar em termos genéricos a química da flutuação, deve-se ter presente que cada aplicação é um caso particular, intervindo uma combinação única entre o mineral e a água. Deste modo, é impossível seleccionar os reagentes de flutuação e a sua concentração a partir unicamente do conhecimento dos minerais existentes. Todavia, isto é um bom ponto de partida para a realização de ensaios

laboratoriais com vista ao estudo das condições óptimas para a beneficiação por flutuação de um determinado minério.
Para proceder à flutuação da maioria dos minerais é necessário torná-los hidrófobos. Isto é feito através da adição, em ambiente químico propício, de um colector que seja selectivamente adsorvido. A criação das condições químicas ideais para que ocorra separação por flutuação implica geralmente a adição de alguns reagentes, salientando-se o regulador de *pH*, o dispersante e o activador.
Crozier (1992) classifica os reagentes em cinco classes, colectores (por vezes designados por promotores), activadores, modificadores, depressores e espumantes.
A preparação da superfície dos minerais para o processo de flutuação, através da adição dos reagentes, é realizada antes do processo propriamente dito de separação. Essa operação é designada por condicionamento, devendo os reagentes ser adicionados segundo uma determinada sequência e tendo cada um deles um determinado tempo de actuação, designado por tempo de condicionamento. Com a maioria das espécies minerais o condicionamento é feito com baixa diluição da polpa (elevada concentração de sólidos, entre 40 e 50%), de modo a aumentar a probabilidade das gotículas de reagente contactarem com as partículas. Daí a frequente necessidade de se fazer o espessamento da polpa antes do condicionamento. O condicionador consta de um tanque cilíndrico munido de uma hélice central para agitar a polpa em condicionamento, que sai por transbordo para o circuito de flutuação. Uma vez que a flutuação é praticada sobre polpas com concentrações de sólidos entre 25 e 35% é necessário diluir esta polpa (no caso de carvão a concentração de sólidos é muito menor entre 4 e 8%).
Os diversos reagentes podem exigir diferentes tempos de condicionamento, por exemplo os xantatos exigem elevados tempos de condicionamento, sendo por vezes adicionados no circuito de moagem. Por outro lado as aminas, exigem baixos tempos de condicionamento, podendo ser adicionados directamente na célula de flutuação.

8.4.1 - Colectores

Os **colectores**, reagentes mais decisivos na flutuação, têm um determinado campo de *pH* de trabalho, sendo portanto de extrema importância a regularização do *pH* antes da adição do colector ou outros reagentes, pois aquele influencia decisivamente a eficiência dos reagentes.
Os colectores reagem com a superfície do mineral, tornando-a repelente à água, ligando-se portanto às bolhas de ar. Eles fornecem revestimentos monomoleculares à superfície dos minerais a flutuar, tornando-a não-polar, isto é, hidrófoba ou aerófila. Por este motivo, os colectores são constituídos por moléculas heteropolares, com uma parte polar e outra não-polar. É a parte polar que possui afinidade específica para se ligar à superfície da espécie mineral a flutuar, ficando a não-polar orientada para fora daquela superfície, tornando-a hidrófoba.
Por exemplo na flutuação de galena a partir da utilização de xantato (colector) forma-se uma barreira molecular entre a galena e a água, em que o filme molecular formado na superfície da galena apresenta a parte não-polar voltada para o exterior (água).

Qualquer que seja o mineral a flutuar, é necessário tornar a sua superfície não-polar (hidrófoba), quer por meio da adsorção dum reagente que fique com a parte não-polar voltada para o exterior, quer por meio de reacções químicas que levem ao mesmo resultado. Pelo contrário, se se procurar impedir a sua flutuação é necessário revesti-lo polarmente, tornando-o molhável.

Os grupos polares, parte com afinidade específica para certos tipos de minerais, são geralmente constituídos por radicais OH (hidróxilo), COOH (carboxilo), CO (carbonilo), NH_2 (aminas) e CN (nitrilos) e os grupos não-polares são formados por cadeias de hidrocarbonetos, tais como CH_3-CH_2-CH_2-CH_2-CH_5, etc.

Embora a acção selectiva dos colectores possa ser reforçada pela adição de depressores e de activadores, deve procurar-se que os colectores sejam só por si dotados de poder selectivo, o qual dependerá da afinidade físico-química da parte polar da sua molécula (parte reactiva) com a superfície mineral a flutuar. Aquela parte activa pode ser um anião ou um catião e por isso os reagentes colectores são frequentemente classificados em aniónicos e catiónicos.

a) Colectores aniónicos

a1) Colectores aniónicos sulfídricos

A sua parte polar é um anião, mais ou menos complexo, tendo por base um grupo ácido (sulfídrico ou sulfoxílico), sendo a parte não-polar, responsável pela aerofilia, formada por cadeias de hidrocarbonetos. Dentro deste grupo os colectores mais utilizados são os seguintes:

Xantatos - São produtos derivados da reacção do sulfureto de carbono com um álcool em presença de um alcali, geralmente a soda ou potassa. São dos colectores mais utilizados, fundamentalmente na flutuação de sulfuretos.

Não podem ser utilizados em meio ácido pois ocorre a sua hidrólise. Apresentam maior poder colector que os ácidos gordos do mesmo comprimento de cadeia.

Na prática industrial utilizam-se soluções diluídas a 10 % e os consumos variam entre 5 e 100g/ton..

A reacção dos xantatos com a superfície dos minerais é lenta. Por isso é frequente adicioná-los no circuito de moagem, de modo a obter tempo de contacto necessário e também obter superfície virgem (não oxidada) dos sulfuretos, para ser imediatamente colectada pelo reagente.

O seu poder colector aumenta com o comprimento da cadeia de hidrocarbonetos, sendo os termos inferiores, metil e etil, menos potentes mas mais selectivos que os superiores. Estes são utilizados para minerais mais dificilmente flutuáveis, caso de minério oxidado. Por sua vez o metil-xantanto é utilizado fundamentalmente em minerais facilmente flutuáveis ou minerais previamente activados. Na Figura 8.2 representa-se a influência da cadeia de hidrocarbonetos no ângulo de contacto.

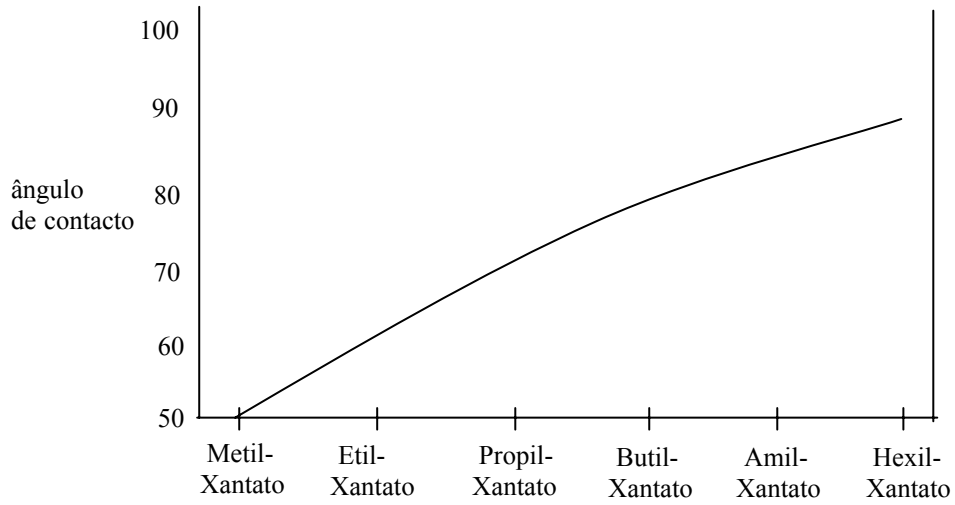


Figura 8.2 - Influência da cadeia hidrocarbonatada no ângulo de contacto

Define-se *ângulo de contacto* (θ) como o ângulo formado pela tangente à interface água-ar com a tangente à interface água-sólido. Na Figura 8.3 apresenta-se o ângulo de contacto para um sulfureto e para a ganga. Pode dizer-se que quanto maior é o ângulo de contacto de um qualquer mineral maior é a sua flutuabilidade, significando maiores recuperações.
Na ausência de reagentes modificadores (depressores e activadores) os xantatos não são selectivos para os sulfuretos.
São solúveis em água, alteram-se com a humidade, devendo por isso ser guardados em ambiente seco.

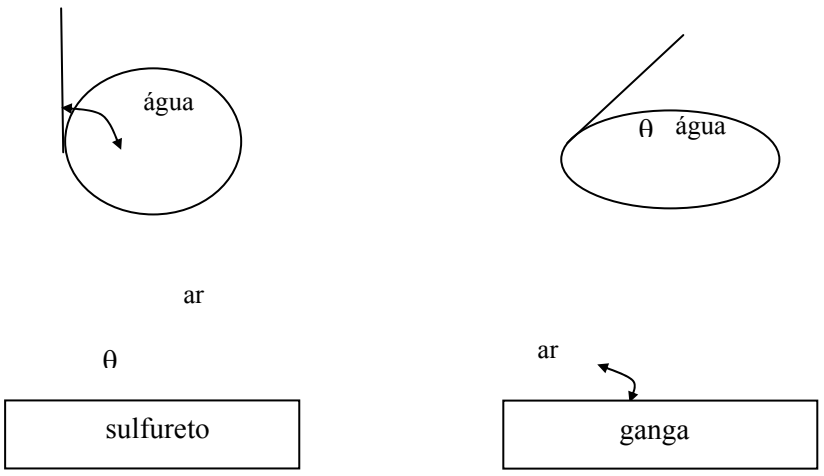


Figura 8.3 - Ângulo de contacto para um sulfureto e para a ganga.

Ditiofosfatos ou "aerofloats" - São conhecidos também pelo nome de ácidos

fosfocresílicos e resultam da acção do pentasulfureto de fósforo sobre álcoois e fenois.
São solúveis em água e de utilização semelhante ao dos xantatos. Possuem menor acção sobre a pirite do que os xantatos, podendo por isso ser usados na flutuação de sulfuretos complexos. Uma vez que têm menor poder que os xantatos são utilizados em maiores quantidades, entre 25 e 150g/ton. São mais afectados pelos depressores que os outros colectores o que pode ser útil na flutuação diferencial.
Actuam melhor em ambiente neutro, mas podem ser usados em ambiente ácido ao contrário dos xantatos. Podem ser utilizados em misturas com xantatos
Contêm alguma quantidade de ácido cresílico (espumante) o que lhe confere simultaneamente propriedades espumantes. Esta característica é desvantajosa, pois qualquer reagente deve apenas possuir uma propriedade, pois assim é mais fácil controlar o processo de flutuação.
Têm propriedades colectoras e emprego semelhantes aos xantatos, mas o seu preço é maior.

Thiocarbonilide - É um colector sulfídrico sólido, insolúvel na água, que exige tempos de condicionamento superiores ao dos xantatos. Mostra-se muito selectivo na flutuação da galena num minério de sulfuretos complexos. Apresenta os melhores resultados para pH igual a 9.

Mercanptans - Estes colectores derivam de álcoois de termo elevado, provenientes da oxidação do petróleo. Mostram-se eficientes na flutuação de minerais oxidados de Pb e Cu, de pirites auríferas de ouro fino e de sulfuretos com oxidações superficiais. Exigem tempos de condicionamento superiores ao dos xantatos. São solúveis na água e apresentam melhores resultados em circuitos com regulação do pH pelo carbonato de sódio. O seu cheiro é desagradável, o que tem limitado a sua utilização.

a2) Colectores aniónicos carboxílicos

São de fórmula geral XCOOR, em que X é o hidrogénio ou uma base (sabões) e R um radical orgânico. A sua parte activa (polar) é constituída pelo carboxilo (COOR), sendo a parte não-polar (radical orgânico) que confere hidrofobicidade aos revestimentos. Pela sua constituição, verifica-se que estes reagentes são simultaneamente colectores e espumantes.
Os únicos colectores carboxílicos industrialmente utilizados em flutuação são os ácidos gordos, resinosos e os seus sais (sabões). São utilizados na flutuação de minérios não-metálicos básicos, metálicos ácidos e minerais oxidados após activação.
Destes colectores, os mais utilizados é o *ácido oleico*.

b) Colectores catiónicos

Contrariamente aos reagentes aniónicos, que conduzem à flutuação dos sulfuretos ou de minerais não metálicos básicos, os reagentes catiónicos destinam-se à flutuação dos minerais não metálicos ácidos.

Em contraste com os colectores aniónicos, que são substâncias orgânicas ionizáveis contendo o grupo hidrocarbonado como catião, os colectores catiónicos são também substâncias orgânicas ionizáveis, mas nestes o radical hidrocarbonado é o anião.
Os principais colectores catiónicos utilizados são as aminas e sais aminados, compostos orgânicos análogos aos sais de amónio, compostos orgânicos de sulfónio e fosfónio.
É usual a sua adição sob misturas em partes iguais com petróleo, funcionando este como activador. São menos selectivos que os colectores aniónicos e são mais afectados pelos reagentes modificadores.
São utilizados fundamentalmente na flutuação de não metálicos, tais como quartzo, silicatos aluminossilicatos e vários óxidos, talcos, micas etc..
Estes colectores têm também propriedades espumantes.

Com a adição de reagentes específicos, a flutuação torna-se independente da flutuabilidade natural dos minerais. A flutuabilidade obtida com os colectores é selectiva embora o grau de flutuabilidade adquirido varie com o tipo de minerais e colectores utilizados. A selectividade pode ser reforçada pela adição de outros reagentes.

8.4.2 - Depressores (inibidores)

Os depressores são reagentes que impedem a flutuação de certos minerais, inibindo a adsorção dos colectores. Eles estão na base da flutuação diferencial, pois permitem aumentar as propriedades selectivas dos colectores. A depressão de alguns minerais pode ser conseguida evitando a sua activação por sais solúveis presentes na polpa, evitando a reacção com os colectores, pela destruição dos revestimentos colectores já existentes ou pela produção de um revestimento hidrófilo.
São substâncias fortemente polares, minerais ou orgânicas. Os depressores minerais mais utilizados são o cianeto de sódio, hipossulfito e hidrossulfito de sódio e sulfato de zinco (dos sulfuretos de Fe e Zn) dicromato de sódio e anidrido sulfuroso (da galena), cal (da galena e pirite) silicato de sódio (de gangas siliciosas). Dos depressores orgânicos mais usados destaca-se o ácido láctico (micas), tanino-quebracho (calcite e minerais de W).
Estes reagentes podem também designar-se por reagentes molhantes, quando o seu objectivo é deprimir as gangas.

8.4.3 - Activadores

Activadores são reagentes que facilitam e aumentam a selectividade do processo de flutuação intensificando a adsorção do colector. Isto é, eles coadjuvam a acção dos colectores, criam revestimentos para melhorar a actuação do colector ou reforçam a sua aderência aos minerais

a flutuar. São electrólitos, dependendo a sua acção da solubilidade do mineral e da solubilidade do sal resultante. Por exemplo, justifica-se a activação da blenda pelo sulfato de cobre, pois o sulfureto de cobre é menos solúvel que o sulfureto de zinco.
Os activadores mais frequentemente usados são o sulfato de cobre (blenda, arsenopirite, e ouro), nitrato de chumbo (antimonite), ácido sulfúrico (pirite), cal (sílica,), sulfato férrico (arsenopirite), petróleo (quartzo, óxidos de ferro, volframite).

8.4.4 - Reguladores de pH

Estes reagentes destinam-se a dar à polpa o pH mais conveniente para a actuação do colector, levando a polpa ao grau de acidez ou de alcalinidade mais conveniente. São geralmente o primeiro reagente a juntar à polpa no processo de condicionamento.
O valor do pH da polpa é de extrema importância na flutuação, pois o efeito dos iões H^+ e OH^- podem ser vários, podendo ser adsorvidos pelas superfícies dos minerais, alterando-as, ou ser adsorvidos pelos revestimentos dos colectores, afectando a sua união com a superfície dos minerais, ou provocar mesmo o seu "destacamento" da superfície. A recuperação de cada mineral apresenta valores máximos para uma determinada gama de pH. Por exemplo na flutuação de galena através da utilização de etil xantato como colector, o revestimento desaparece para pH superior a 12, ocorrendo a dissolução do xantato de chumbo, formando-se plumitivos solúveis, que impedem a flutuação da galena. Também aquando da utilização de xantatos a pirite deixa de flutuar para pH superior a 6,5.
Os reguladores mais vulgarmente utilizados são a cal, o carbonato de sódio para ambiente alcalino e o ácido sulfúrico para ambiente ácido.
Não é apenas o valor absoluto do pH que condiciona o processo de flutuação, também o tipo de regulador utilizado pode condicionar fortemente os resultados. Por exemplo, na flutuação de galena e pirite, polpas tornadas alcalinas com cal conduzem à depressão daqueles minerais, sendo por isso necessário utilizar o carbonato de sódio.
Assim, na escolha do reagente regulador a empregar, deve ter-se em atenção não apenas o preço mas também o que funciona como activador das espécies minerais a flutuar e como depressor das outras.

8.4.5 - Modificadores

a) Reagentes desactivadores

Denominam-se de desactivadores os reagentes depressores que dissolvem revestimentos de activadores, tornando as superfícies minerais aptas à acção de novos colectores. Por exemplo, os minerais de cálcio e a sílica flutuam sob a acção de sais de cobre, adicionando cianeto de sódio no primeiro caso e silicato de sódio no segundo impede-se, por desactivação, que flutuem.

b) Reagentes revivificadores

Inversamente aos desactivadores, os reagentes revivificadores restabelecem as propriedades de flutuação de espécies minerais previamente deprimidas. É, por exemplo, o que sucede com o sulfato de cobre sobre a blenda previamente deprimida com o cianeto de sódio ou o sulfato de zinco.

c) Reagentes anti-venenos

Nas águas utilizadas em flutuação poderão existir substâncias impeditivas da separação por flutuação. Frequentemente estes venenos actuam como depressores. Por exemplo, para a galena, em presença dos xantatos, são venenos os sais de Cr, Fe, Cu, Ca, Mg e Al.

Os anti-venenos são reagentes que se opõem aos venenos existentes. Empregam-se geralmente a cal, carbonato de soda e por vezes o cianeto de potássio quando existem sais de cobre e de ferro.

No tratamento de produto de granulometria extremamente fina é comum adicionar um dispersante, cujo objectivo é garantir que as partículas minerais estejam individualizadas. Para além dos reagentes anteriormente referidos, adiciona-se também um produto designado espumante.

8.4.6 - Espumantes

Estes reagentes são substâncias orgânicas formadas por moléculas heteropolares, de constituição semelhante aos colectores mas em que a parte polar não tem afinidade para qualquer mineral. Adicionado sob pequenas doses, conduzem a elevadas quedas de tensão superficial, responsáveis pelo aparecimento de espuma e pela formação de bolhas estáveis. A sua parte polar, hidratável, isto é, com tendência a ligar-se à água, é formada por um grupo OH (hidróxilo), COOH (carboxilo), CO (carbonilo), NH_2 (amina) e a parte não-polar (não hidratável ou aerófila) é constituída por uma cadeia de hidrocarbonetos (CH_3-CH_2-CH_2-etc) que deve possuir, pelo menos, seis átomos de carbono.

As principais propriedades exigidas a um reagente espumante são as de originar espumas relativamente estáveis mas não em excesso, de modo a suportar o material flutuado e permita a drenagem do material arrastado, depois de recolhida a espuma ela deve rebentar, não deve ser dotado de propriedades colectoras, ter um preço razoável e ser de fácil aquisição.

Os espumantes mais utilizados são o óleo de pinho, o ácido cresílico, o metil-isobutil-carbinol (MIBC), pertencendo ao grupo dos álcoois, e o trietoxibutano, e ainda os espumantes do grupo dos poliglicois como os aerofroths, individualmente ou combinados. Subrahmanyam e Forssberg (1988) e Klimpel e Ishewood (1991) descrevem as propriedades gerais da espuma produzida por aqueles espumantes.

Assim, sucintamente pode referir-se que o óleo de pinho provoca o aparecimento de pequenas bolhas e dá origem a espuma com estrutura fechada e pouco persistente, sendo bastante sensível à sua concentração, de tal modo, que a adição em excesso de óleo de pinho provoca o

desaparecimento da espuma. É compatível com a maioria dos colectores e tem baixo preço. Tem carácter ligeiramente alcalino e é utilizado de preferência em circuitos alcalinos.
O ácido cresílico dá uma espuma semelhante à do óleo de pinho, mas com bolhas de maior tamanho.
O MIBC é o álcool espumante mais importante, conduz à formação de bolhas de maior tamanho e a uma espuma menos compacta, requerendo uma maior concentração para formar espuma com estrutura mais compacta. Por aquele motivo poderão ser usados preferencialmente no tratamento de finos, pois permite uma boa drenagem da ganga favorecendo a selectividade do processo.
O trietoxibutano dá origem a uma espuma semelhante à do óleo de pinho, usado exclusivamente na África do Sul na flutuação de ouro.
Os espumantes fazendo parte do grupo dos poliglicois são os mais facilmente controláveis, fornecendo uma espuma mais consistente que a dos espumantes pertencentes ao grupo dos álcoois, sendo também menos sensíveis à variação do pH da polpa, podendo ser usados sob menores concentrações. A principal desvantagem destes espumantes está relacionada com a maior persistência desta espuma.

A quantidade a utilizar depende do seu tipo e é proporcional à diluição da polpa, enquanto que a quantidade de colector a utilizar é proporcional à superfície das partículas a flutuar, variando o seu consumo entre 30 a 100g/tonelada.
No parágrafo 8.13 descreve-se com mais pormenor a importância da espuma no processo de flutuação.

Dada a temperamentalidade do processo de flutuação, associado ao facto de não existirem dois minérios iguais, leva a que a escolha do colector e de todos os outros reagentes a utilizar, seja suportada pela realização de prévios ensaios laboratoriais, que permitem não apenas a escolha do tipo de reagentes, mas também qual a sua quantidade.
Genericamente pode dizer-se que:

- um aumento de colector conduz a concentrados e estéreis mais empobrecidos, isto é, conduz a maiores recuperações mas também conduz a separações menos selectivas;
- um aumento na finura das partículas conduz a maior consumo de todos os reagentes, excepto de espumante;
- polpas mais densas conduzem a menor consumo de reagentes;
- alterações no tipo de equipamento de flutuação requerem ajustamentos na quantidade de reagentes;
- o ponto do circuito de adição de reagentes influencia o rendimento da operação.

Os activadores e os depressores devem ser adicionados antes dos colectores, pois a sua função é modificar a acção destes. Os reguladores de pH têm um papel tão importante que, quanto antes eles forem adicionados, melhor sãos os resultados. Por isso, o pH é ajustado logo que a água é adicionada. Os espumantes são adicionados na entrada da célula.

8.5 - Tempo de contacto e tempo de ligação

Na zona da polpa para que as bolhas carreiem as partículas hidrófobas até à zona da espuma é necessário que estas colidam com as bolhas e se liguem a elas. De facto, não basta haver colisão, pois nem todas as colisões provocam a ligação das partículas às bolhas. Isso só acontece quando o chamado tempo de ligação é inferior ao tempo de contacto. Ye et al. (1989) definem o **tempo de contacto** pelo tempo que as partículas estão em contacto com as bolhas quando colidem com elas e o **tempo de ligação** como o tempo necessário para que ocorra ligação entre as partículas e as bolhas. Para estes autores o tempo de ligação inclui o **tempo de indução**, que representa o tempo necessário para ocorrer ruptura do filme de água situado em torno da bolha, e o **tempo de deslocamento**, que traduz o tempo de deslocamento do filme de água situado em torno da bolha de modo a ocorrer uma ligação estável.
Crawford e Ralston (1988) definem o **tempo de indução**, pelo tempo necessário à ocorrência da ligação partícula-bolha, consideram que ele integra o tempo de adelgaçamento e ruptura do filme de água situado entre a bolha e a partícula e o tempo necessário à ocorrência do desalojamento desse filme de líquido de modo a estabelecer-se uma ligação estável entre a partícula e a bolha. Deste modo, o tempo de ligação definido por Ye et al. (1989), coincide com o tempo de indução definido por Crawford e Ralston (1988).
O tempo de contacto é determinado pelo movimento relativo partícula/bolha, e depende sobretudo das condições hidrodinâmicas e operatórias, nomeadamente da intensidade de agitação, do tamanho das bolhas e da massa das partículas. O tempo de ligação depende das propriedades da superfície dos minerais e também das bolhas, sendo elevado quando perante um mineral hidrófilo e pequeno quando perante um mineral hidrófobo. Este tempo representa o grau de flutuabilidade de um mineral, podendo esta flutuabilidade ser modificada através da adição de reagentes, fundamentalmente através da adição de colector, cujo objectivo principal é exactamente diminuir o tempo de indução, de modo a que para um determinado mineral, esse tempo de indução seja inferior ao tempo de contacto.
Na figura 8.4 representa-se, graficamente, segundo Ye et al. (1989), a influência do calibre das partículas e do tamanho das bolhas, no tempo de contacto, para partículas com densidade de 2.6. Desta figura, resulta que o tempo de contacto aumenta inicialmente com o aumento do calibre das partículas, até atingir um patamar, no qual o tempo de contacto é independente do calibre das partículas, aumentando no entanto com o tamanho das bolhas. O aumento ou diminuição do tamanho das bolhas conduz, respectivamente, ao aumento ou diminuição dos valores daquele patamar. Assim, a simples variação do tamanho das bolhas pode condicionar o processo de flutuação. O aumento da densidade das partículas conduz ao aumento do tempo de contacto, movendo-se aquelas linhas para a esquerda e para cima para partículas de elevada densidade, e para baixo e para a direita para partículas de baixa densidade. Este tipo de relação entre o calibre e a densidade das partículas com o tempo de contacto é relativa ao trabalho numa célula. Numa coluna, a ligação entre as partículas e as bolhas acontece quando o tempo de deslizamento (tempo de contacto) é superior ao tempo de indução. Neste caso o tempo de deslizamento ou tempo de contacto diminui com o calibre e densidade das partículas, pois aumenta a velocidade relativa das partículas/bolhas.

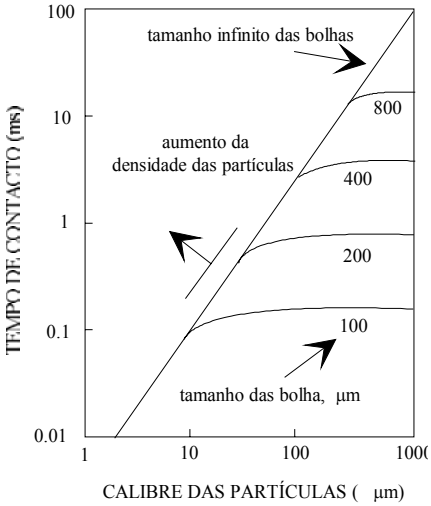


Figura 8.4 - Tempo de contacto versus calibre das partículas e tamanho das bolhas (determinado por Ye et al., 1989).

Apesar do tempo de ligação depender sobretudo das propriedades superficiais das partículas, constata-se que ele é também influenciado pelo calibre das partículas. Trabalhos realizados por Ye et al. (1989) sobre cinco tipos de minério de carvão, permitiram concluir que os seus tempos de ligação aumentam com o calibre das partículas. Assim, pode dizer-se que para a flutuação das partículas mais grosseiras é exigido maior tempo de contacto, pois elas demoram mais tempo a ligarem-se às bolhas. No caso de partículas grosseiras, para se formarem ligações estáveis, é necessário maior superfície de contacto partícula-bolha, donde serão maiores os respectivos tempos de ligação. Também por este motivo, as partículas de maior densidade, apresentam maiores tempos de ligação. Como o tempo de indução depende exclusivamente das propriedades superficiais das partículas e das bolhas e, como o tempo de ligação é o resultado da soma do tempo de indução com o tempo de deslocamento, pode então afirmar-se que, para um dado tipo de mineral, o aumento do tempo de ligação com o calibre e densidade das partículas, é consequência do aumento do tempo de deslocamento.

Relativamente à influência do calibre no tempo de indução, Crawford e Ralston (1988) verificaram que, ao contrário do observado por Ye et al. (1989), a diminuição do calibre das partículas de um minério de quartzo nem sempre conduz à diminuição do seu tempo de indução. Porém, ao contrário de Ye et al. (1989) que determinaram experimentalmente os tempos de indução, Crawford e Ralston (1988) calcularam estes tempos, a partir duma expressão que relaciona a recuperação de quartzo com vários parâmetros, entre eles o tempo de indução. Deste modo, apesar de nesses cálculos, estes autores terem também em consideração o efeito do calibre das partículas na eficiência de colisão e de colecção, dada a pequena probabilidade de colisão entre as partículas finas e as bolhas, pode suceder que esta característica esteja na base da sua baixa recuperação, a qual não se deve aos seus maiores tempos de indução, mas sim à sua menor eficiência de colisão. Assim, os maiores tempos de indução determinados para a fracção mais fina de quartzo, podem resultar da sua baixa

probabilidade de colisão e baixa recuperação, motivada pelo seu baixo calibre e não pelo seu maior tempo real de indução.

Pode concluir-se que o efeito do calibre das partículas na flutuação deve ser interpretado pela sua influência no tempo de contacto e no tempo de ligação. Analisando esta influência na perspectiva do sucesso do processo de flutuação, constata-se que, relativamente ao tempo de contacto na célula de flutuação, o aumento do calibre das partículas é favorável ao sucesso da flutuação, verificando-se no entanto precisamente o contrário relativamente ao tempo de ligação.
Partículas de calibre grosseiro e elevada hidrofobicidade, deverão ser flutuadas com bolhas suficientemente grandes, pois bolhas de pequeno tamanho não permitiriam a recuperação deste tipo de partículas. Já relativamente a partículas finas, pelo facto delas apresentarem geralmente maior hidrofobicidade, isto é, apresentarem menores tempos de ligação, poderão e deverão ser flutuadas por bolhas de pequeno tamanho, pois só assim se consegue aumentar a probabilidade de colisão entre as partículas e as bolhas.

O tempo de indução, para além de depender das variáveis atrás referidas, também é influenciado pela rugosidade das partículas. Ye et al. (1989) verificaram que as partículas rugosas apresentam menores tempos de indução que as partículas polidas, sendo resultado do facto dessas partículas romperem mais rapidamente a película de água situada entre elas e as bolhas. Dobby e Finch (1986) afirmam que o tempo de indução também depende do tamanho das bolhas, sendo menor para bolhas de menor tamanho, resultado da menor espessura do filme de água que envolve a bolha.

8.6 - Grau de agitação

Para ocorrer levitação do material hidrófobo desde a zona da polpa até à espuma é necessário que ocorra não só a formação dos agregados partículas-bolhas, mas também que estes agregados não sejam destruídos. São vários os factores que afectam a estabilidade dos agregados, entre eles é de referir a agitação, o calibre, a densidade, o grau de hidrofobicidade das partículas e o tamanho das bolhas. A agitação operada numa célula tem por objectivo manter as partículas em suspensão de modo a obter-se uma polpa homogénea, promover a colisão entre as partículas e as bolhas e dispersar as bolhas gasosas na polpa. Nas células mecânicas, o grau de agitação deverá ter em atenção a estabilidade dos agregados partículas-bolhas, devendo a agitação ser tanto mais pequena quanto menor for a estabilidade desses agregados. Para que não ocorra a sua destruição, o grau de agitação deve ser apenas o suficiente para promover a suspensão das partículas na polpa permitindo a colisão e choques entre as partículas e as bolhas, de modo que haja o rompimento da película de água ligada às bolhas, possibilitando a ligação. Se esta intensidade de agitação for demasiado violenta pode suceder que, apesar da probabilidade de colisão ser elevada, seja também elevada a probabilidade de destruição dos agregados formados, podendo estes serem facilmente destruídos.

A estabilidade dos agregados depende fundamentalmente do tamanho das bolhas, do calibre, da densidade e hidrofobicidade das partículas. Bolhas de pequeno tamanho conduzem à formação de agregados mais instáveis (Heinrich e Bischofberger 1978; Holtham e Cheng. 1991). O aumento do calibre e/ou da densidade das partículas provoca a diminuição da estabilidade dos agregados partículas-bolhas. Assim, partículas de fino calibre originam agregados mais estáveis, sendo portanto mais dificilmente destruídos. Holtham e Cheng (1991) constataram que a probabilidade de desagregação (P_d) dos agregados está relacionada com o diâmetro das partículas (D_p) e com o diâmetro das bolhas (D_b) pela seguinte expressão:

$$P_d = a + b \times \frac{D_p}{D_b} \qquad (8.1)$$

em que a e b são constantes, que diminuem com o tamanho das partículas.

Schulze et al. (1989) verificaram que a velocidade de agitação influenciava o tempo de contacto e o tempo de indução. Constataram que o tempo de indução diminuía com a diminuição da velocidade relativa das partículas, isto é, apesar de agitações muito pequenas conduzirem a pequenas probabilidades de colisão, estas colisões são mais eficazes. De facto, o efeito da variação da intensidade de agitação é condicionado fortemente pelo calibre, densidade e hidrofobicidade das partículas e pelo tamanho das bolhas (Ahmed e Jameson, 1985; Schubert e Bischofberger, 1978). De um modo geral pode afirmar-se que o grau de agitação ideal diminui com o aumento do calibre e densidade das partículas e aumenta com o tamanho das bolhas e com a hidrofobicidade das partículas. Assim, perante partículas finas e de baixa densidade deve trabalhar-se com agitações intensas. Uma vez que este tipo de partículas apresenta pequena massa, mesmo para elevada intensidade de agitação, as forças de desagregação ainda são diminutas, donde elevadas agitações privilegiam a colisão das partículas com as bolhas. Todavia, quando as bolhas são muito pequenas, conduzindo a agregados mais instáveis, a agitação não pode ser muito intensa.

Para partículas de elevada densidade e calibre deve trabalhar-se com bolhas o mais pequeno possível desde que estas tenham suficiente poder de levitação, e trabalhar com baixa agitação, provavelmente só a necessária para manter as partículas em suspensão. Isto resulta destas partículas apresentarem por um lado maior probabilidade de colisão com as bolhas e por outro conduzirem a agregados com maior instabilidade, não sendo por isso necessário e aconselhável utilizar agitação intensa.

O efeito do aumento da agitação e da diminuição do tamanho das bolhas na destruição dos agregados formados é explicado à luz da teoria da turbulência, podendo afirmar-se que a frequência de rotação dos agregados partículas-bolhas aumenta com a diminuição do seu tamanho, sendo portanto maior a sua velocidade rotacional. Assim, uma partícula densa na superfície de uma bolha pequena sofre uma maior força centrífuga de desligação do que quando na superfície de uma bolha de maior tamanho. Essa força será tanto maior quanto maior a densidade da partícula.

Para partículas de fino calibre e elevada densidade deve trabalhar-se com bolhas de pequeno tamanho sendo menos acentuada a influência da intensidade de agitação.

Na figura 8.5, representa-se o tipo de influência da velocidade de rotação na recuperação e no teor do flutuado. Assim, verifica-se que inicialmente a recuperação aumenta com a velocidade de agitação, atingindo um máximo, para depois diminuir com a velocidade de agitação. Isto significa que inicialmente o aumento da probabilidade de colisão se sobrepõe ao aumento da desagregação, no entanto para agitação intensa a desagregação é o fenómeno predominante. Verifica-se também que o teor do flutuado diminui com a velocidade de agitação, significando que são mais intensos os fenómenos de arrastamento.
A agitação também influencia o comportamento das partículas hidrófilas. Harris et al. (1983) constataram que a recuperação deste tipo de partículas, pela zona do flutuado, é também condicionada pela intensidade de agitação operada na célula, aumentando com a agitação. Este comportamento é ilustrado pelos resultados apresentados na figura 8.5, onde é visível uma diminuição acentuada do teor do flutuado quando aumenta a agitação, resultado do aumento do arrastamento.

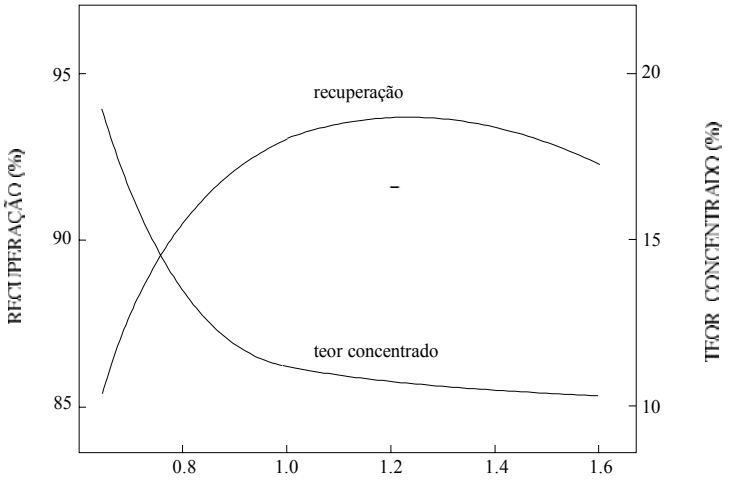


Figura 8.5 - Influência da velocidade adimensional do rotor na recuperação e no teor do concentrado (de Kai Fallenius, 1987).

8.7 - Taxa de aeração

Na flutuação as partículas e as bolhas são considerados os dois conjuntos reactivos de cuja interacção depende o sucesso deste processo de separação. Para que ocorra flutuação é condição necessária que ocorra a colisão entre as partículas e as bolhas. A probabilidade deste fenómeno ocorrer aumenta com o acréscimo da taxa de aeração. Isto se a este aumento não corresponder um aumento exagerado no tamanho das bolhas. De facto, para uma determinada taxa de aeração, a probabilidade das partículas colidirem com as bolhas aumenta com a diminuição do tamanho destas, pois é maior a área específica das bolhas, sendo obviamente maior o seu número.
Na flutuação o ar desempenha um papel fundamental, sendo as bolhas o coração deste processo. Embora seja importante o tamanho e a estabilidade das bolhas, não é menos importante a quantidade de ar utilizada. Se por um lado a adição de pouco ar conduz a maus

resultados, fundamentalmente porque conduz a pequenas recuperações, também a adição de excessiva quantidade de ar penaliza os resultados obtidos, podendo conduzir a baixas recuperações e fundamentalmente a separações pouco selectivas. Geralmente o volume de ar utilizado varia entre 5 e 30% do volume da polpa.

É necessário que a taxa de aeração seja maior que um dado valor limite de modo a não ocorrer a sobrecarga das bolhas e da espuma. Se a taxa de aeração é pequena então formam-se poucas bolhas, sendo portanto pequena a probabilidade de colisão de todas as partículas com as bolhas e de ocorrer formação dos agregados partículas-bolhas. Nestas condições pode também suceder que as bolhas sejam rapidamente cobertas de substância hidrófoba, ficando a flutuação inibida. Por estes motivos verifica-se que o aumento da taxa de aeração, até determinado valor, conduz ao aumento da taxa de transferência de material da polpa para a espuma. Estudos realizados por Schubert e Bischofberger (1978) e por Varbanov (1984) permitiram verificar que numa célula mecânica a recuperação aumenta inicialmente com a taxa de aeração até um certo valor, diminuindo de seguida à medida que essa taxa aumenta. Este comportamento resulta fundamentalmente do aumento da turbulência na polpa e da desadsorção dos reagentes da superfície das partículas e da sua adsorção à superfície das bolhas. Todavia, o aumento da turbulência parece ser a causa principal para a diminuição da recuperação com o aumento da taxa de aeração, pois as partículas mais grosseiras, que constituem os agregados mais instáveis, são as mais afectadas. Deste modo, o aumento da turbulência e, porventura, o aumento do diâmetro das bolhas, conforme constatado por Luttrell e Yoon (1991), sobrepõe-se ao efeito do aumento da taxa de aeração.

Ao contrário de Varbanov (1984) e Schubert e Bischofberger (1978), Laplante et al. (1983a,b,c) concluíram que a taxa constante de flutuação de galena aumenta com a taxa de aeração não mostrando qualquer inflexão. Todavia, estes autores também verificaram que a taxa de transferência de material da zona da polpa para a espuma aumentava inicialmente com a taxa de aeração, diminuindo de seguida a partir de uma dada taxa de aeração. Assim, uma vez que Laplante et al. (1983 a,b,c) concluem que a taxa de transferência de galena da polpa para a espuma aumenta inicialmente com a taxa de aeração, atingindo os maiores valores para uma taxa de aeração intermédia e que a taxa constante de flutuação total da galena aumenta com a taxa de aeração, então é porque a taxa de transferência de material da espuma para a polpa, isto é a drenagem, diminuiu com a taxa de aeração. Esta característica é consequência da estabilidade da espuma aumentar com a taxa de aeração e resultado da diminuição do tempo de residência das partículas na espuma, diminuindo portanto a intensidade dos fenómenos de drenagem.

A influência da taxa de aeração pode ser condicionada pelo calibre das partículas e também pelo tipo de minério. Ensaios de flutuação realizados por V.Ross (1991a,b) numa célula de flutuação sobre um minério de pirite, permitiram verificar que para as fracções mais grosseiras (38-150 μm) o aumento da taxa de flutuação verdadeira é menos significativo que o aumento da taxa de arrastamento. No entanto, para a fracção mais fina, com calibre inferior a 38 μm, o aumento da taxa de aeração conduz a aumentos mais acentuados da massa flutuada que da massa arrastada. Assim, quando seria de esperar que para a fracção mais fina (inferior a 38 μm) se fizesse sentir mais fortemente o aumento da taxa de aeração na taxa de

arrastamento, pois esta fracção é arrastada mais intensamente, observa-se precisamente o contrário. Isto só pode ser explicado pelo facto de, mesmo para baixas taxas de aeração, ser elevada a taxa de arrastamento das partículas finas e qualquer aumento da taxa de aeração conduzir ao aumento do número de bolhas existentes na polpa provocando um aumento mais pronunciado na flutuação das partículas mais finas, que são as mais dificilmente flutuáveis. Já para ensaios realizados em fosfatos e para todos os calibres, V.Ross (1991b) verificou que a massa flutuada é mais sensível ao aumento da taxa de aeração, sendo mais significativos os aumentos correspondentes às duas fracções mais grosseiras. Assim, pode dizer-se que o aumento da taxa de aeração e o consequente aumento do número de bolhas existentes na polpa provocam aumentos da taxa de flutuação mais significativos nas partículas sólidas com menor hidrofobicidade. O grau de influência da variação da aeração nos dois tipos de flutuação depende também da estabilidade da espuma, perante espumas pouco estáveis, favoráveis à ocorrência de fortes fenómenos de drenagem, é natural que o aumento da taxa de aeração condicione mais acentuadamente o comportamento das partículas arrastadas.

Numa célula a diminuição da recuperação com o aumento excessivo da taxa de aeração, sem que haja diminuição do calibre das bolhas, pode resultar da elevada concentração de ar na polpa ("hold up"), ocasionando uma diminuição da agitação, havendo como que um amortecimento da intensidade do choque entre as partículas e as bolhas, que se reflecte na diminuição da recuperação. Harris et al. (1983) verificaram que para elevadas taxas de aeração numa célula, há a diminuição da capacidade de suspensão da polpa, resultando na sedimentação das partículas de maior massa.
Na coluna pode também suceder que elevadas taxas de aeração, mesmo que não conduzam à obtenção de bolhas de maior diâmetro, porque se trabalha com outro tipo de "sparger", conduzam a elevada concentração de ar na zona de colecção, originando escoamentos mais turbulentos, apresentando as bolhas uma trajectória irregular, dificultando o fenómeno de colisão e ligação e conduzindo provavelmente a zonas de interface polpa/espuma mais instáveis, que podem ser responsáveis pela menor recuperação. Por outro lado, isto conduz também a maiores recuperações por arrastamento, pois mais água e sólido são arrastados desde a polpa até à espuma, conforme foi constatado por Yianatos et al. (1986, 1987). Todavia estes autores também concluíram que perante maiores taxas de aeração e uma vez que é maior a quantidade de água arrastada, a espuma apresenta um estrutura mais móvel, facilitando os fenómenos de drenagem.

8.8 - Aparelhos de flutuação. Célula e coluna

A flutuação por espumas tornou-se nos últimos 50 anos o processo mais importante de separação de minerais. A obtenção de bons resultados depende não só das características do próprio minério mas também do tipo de equipamento a utilizar. De um modo genérico é usual classificar o equipamento de flutuação em quatro classes: a) células mecânicas; b) células pneumáticas, c) separadores por espumas; d) colunas de flutuação.

A escolha da máquina a utilizar é complexa, pois cada uma delas apresenta algumas vantagens mas também algumas desvantagens. Na indústria mineira utilizam-se fundamentalmente dois tipos de máquinas de flutuação, as células mecânicas e a coluna de flutuação. Enquanto o primeiro tipo de máquina tem mais de um século de existência, a coluna surgiu pela primeira vez em 1962 no Canadá em testes laboratoriais (Wheeler,1988), tendo desde então sido objecto de muitos trabalhos que vieram demonstrar as suas potencialidades, e estiveram na base do seu rápido desenvolvimento e aplicação industrial. A sua primeira aplicação industrial ocorreu em 1981 no Canadá, onde uma coluna operando no estágio de apuramento de concentração de molibdenite, substituiu com sucesso uma bancada de células mecânicas convencionais.

A coluna conduz a melhores resultados, fundamentalmente no tratamento de partículas finas. Isto porque ela permite trabalhar com elevadas alturas de espuma e também com água de lavagem, diminuindo assim a contribuição do arrastamento para a recuperação, o que permite obter flutuados mais "limpos". Permite também obter maior recuperação de material fino e material grosseiro. Isto resulta do facto de nas colunas ser mais fácil controlar o diâmetro das bolhas, podendo-se trabalhar com bolhas de menor diâmetro o que promove o aumento da probabilidade de colisão pois aumenta o número de bolhas formadas e aumenta o seu tempo de residência na coluna. Maiores recuperações para partículas grosseiras, resulta de na coluna ocorrer menor turbulência.

Outra característica que diferencia o processo de flutuação operado em cada um daqueles dois aparelhos, está relacionada com o modo de promover a colisão entre as partículas e as bolhas. O processo de flutuação operado numa célula e numa coluna estão representados, respectivamente, nas figuras 8.6 e 8.7. Na célula a agitação, provocada por um agitador (rotor), é responsável pela suspensão das partículas e sua consequente colisão com as bolhas e também pela geração das bolhas gasosas. O movimento rotacional do rotor gera uma região de pressão negativa dentro da célula, por vezes suficiente para aspirar o ar necessário para a flutuação. Noutros casos é necessário a injecção de ar comprimido para dentro da célula. Para que o ar introduzido seja capaz de transportar as partículas deve existir o maior número possível de bolhas de pequeno diâmetro. Isto é conseguido colocando em torno do rotor uma peça chamada estator, que fragmenta as bolhas de ar. A agitação provocada pelo rotor pode também ser responsável pela desagregação de algumas das partículas ligadas às bolhas, sendo esta desagregação tanto maior quanto mais intensa for a agitação. Os agregados partículas-bolhas sobem ao longo da célula, formando à superfície a espuma que será recolhida por transbordo com ou sem a ajuda de limpa espumas.

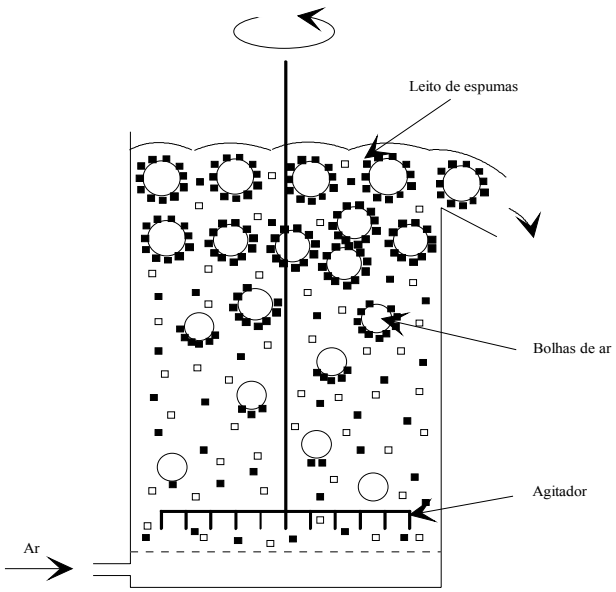


Figura 8.6 - Representação esquemática dos processos ocorridos numa célula de flutuação.

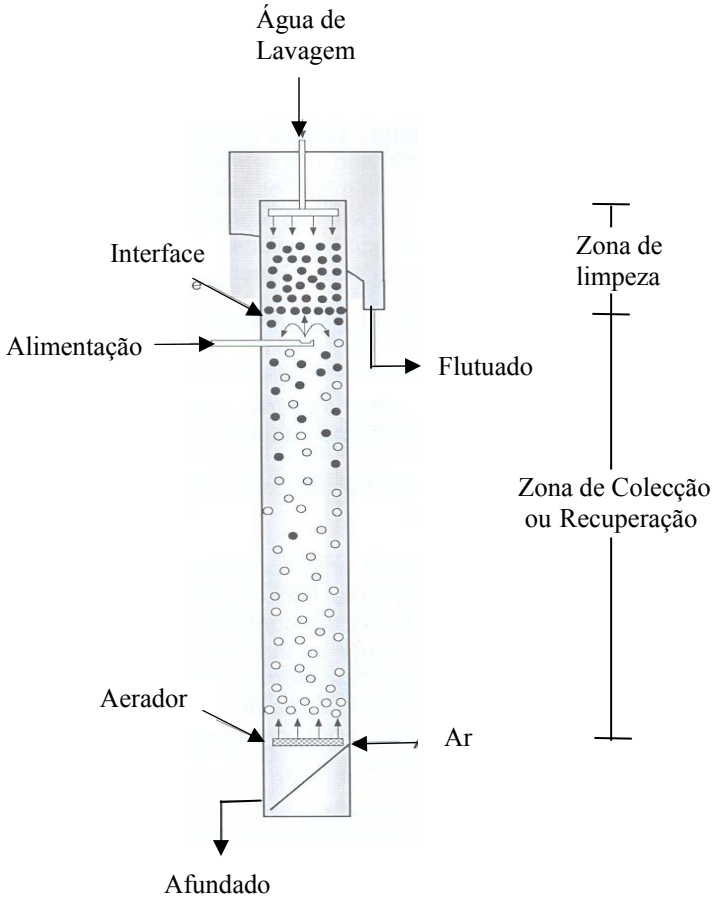


Figura 8.7 - Representação esquemática de uma coluna de flutuação.

O material deprimido (afundado) é arrastado pela corrente de água e sai pelo fundo da célula, passando para a célula seguinte e, finalmente, é descarregado para a caixa de descarga.
O modo operatório da coluna é diferente. É comum considerá-la constituída por duas zonas distintas. A zona de flutuação ou de colecção, que está situada entre o nível de entrada da alimentação e o nível de entrada do ar; e a zona de lavagem que está compreendida entre o nível de adição da alimentação e o topo da superfície da espuma. A colisão entre as partículas e as bolhas resulta da característica de se fazer a alimentação da polpa próximo do topo da coluna e a alimentação do ar pelo fundo da coluna, originando-se assim escoamento em contracorrente das partículas e das bolhas. Na coluna a agitação é menor que numa célula, sendo portanto também menor o risco de destruição dos agregados formados.
As colunas industriais são geralmente cilíndricas, com um diâmetro variando entre 0.3 a 4.5 metros. Colunas com diâmetro superior a 1.5 metros são geralmente compartimentadas por meio de chapas verticais de modo a minimizar os efeitos de turbulência. A sua altura varia em função da tonelagem a tratar e do tempo de residência exigido para a flutuação, podendo variar entre 10 a 15 metros.
Na coluna a obtenção de flutuados de elevado teor não constitui problema, pois com a adição de água de lavagem e a elevada espessura da espuma, a quantidade de material arrastado é facilmente controlável. A dificuldade está em obter concentrados de elevado teor e recuperações também elevadas. A possibilidade de, na coluna, se utilizar água de lavagem constitui uma das suas principais vantagens. É o escoamento em contracorrente da água de lavagem e das bolhas carregadas que conduz à obtenção de flutuados de elevado teor. Já nas células, o facto de não se poder trabalhar com água de lavagem, conduz a que quase todas as partículas arrastadas até à zona da espuma sejam recolhidas no flutuado.
Na flutuação de partículas ultrafinas, a coluna permite obter maior recuperação por flutuação verdadeira, resultado da maior probabilidade de colisão entre as partículas, e conduz a menores recuperações por arrastamento, uma vez que é possível trabalhar com elevadas alturas de espuma, cujo valor pode variar entre 0.5 e 1.5 metros de espessura.
Na célula apenas uma percentagem do tempo de residência das partículas na zona da polpa é produtivo, pois quando as partículas saem da zona activa ou zona de agitação, a probabilidade de ocorrer colisão e ligação entre as partículas e as bolhas é praticamente nula. Na coluna como o ponto de adição da alimentação se situa próximo do topo da coluna e o ponto de adição do ar se situa na base da coluna, todo o tempo de residência das partículas no interior da coluna, constitui um tempo produtivo para a ocorrência de colecção. Esta é a razão pela qual as colunas exigem um volume de ar inferior ao das células. Wheeler (1985), refere que uma coluna necessita de cerca de 10 a 15 % do volume do ar exigido para igual processo de flutuação a decorrer numa célula.
Uma outra característica da coluna, que lhe confere maior rendimento, resulta do facto desta ter uma configuração vertical, estando a zona de lavagem por cima da zona de colecção. Assim, quando sob a acção da lavagem ou quando na interface polpa-espuma ocorrer desagregação e drenagem de partículas hidrófobas, a probabilidade de ocorrer a sua recolecção é elevada, pois antes delas serem rejeitadas terão de percorrer toda a zona de colecção. Ao contrário, nas células, dada a sua configuração horizontal, quando algumas

partículas hidrófobas são desagregadas e drenadas a probabilidade de ocorrer a sua recolecção é muito menor.
Por estes motivos tem-se verificado que na coluna a velocidade de flutuação é maior que na célula, sendo portanto maior a sua capacidade, resultando para semelhantes recuperações, menores contribuições do arrastamento.
Para uma mesma capacidade, os circuitos industriais de colunas de flutuação têm menores custos de investimento em relação às células mecânicas fundamentalmente porque exigem menor número de etapas de flutuação, porque não existem peças móveis na coluna e exigem menor número de equipamentos auxiliares de transporte e menor número de pontos de controle.

8.9 - Ponto de adição do ar na coluna

Na prática industrial o ponto de adição do ar situa-se no fundo da coluna, de tal modo que não ocorra curto-circuito, isto é, que as bolhas já portadoras de alguma substância hidrófoba, sejam arrastadas para o afundado. O dispositivo de aeração deve gerar bolhas com 0.5 a 2mm de diâmetro, com a velocidade superficial de 1 a 3 cm/s e com uma percentagem de ar na polpa entre 15 a 20%.
Numa coluna o ar deve ser adicionado pelo fundo, pois dado o seu funcionamento só assim faz sentido a coluna ter essa altura, sendo portanto máxima a probabilidade de colisão entre as bolhas geradas e as partículas. De facto, não faz sentido que o ar seja adicionado exclusivamente a meia altura da coluna, significando na prática que na metade inferior não existe ar, isto é, aí não está a ocorrer o fenómeno de flutuação. Porém, também se sabe que o sucesso da flutuação pode depender do tamanho das bolhas e da turbulência gerada. No caso do ar ser adicionado no fundo da coluna, o diâmetro das bolhas vai aumentando à medida que estas vão subindo, podendo mesmo suceder que nas colunas de grande diâmetro e de grande altura, aquelas bolhas apresentem velocidades extremamente elevadas e movimentos bastante irregulares durante a subida, podendo colapsar na interface polpa-espuma, ou então, devido ao seu movimento turbulento, irem perdendo partículas a elas ligadas durante a subida. Nas colunas industriais de grande diâmetro, para se atenuar este efeito é necessário dividir interiormente a secção da coluna em várias secções, de modo que devido ao chamado "efeito parede" seja menor a velocidade de subida das bolhas, eliminando-se assim o colapso das bolhas. Deste modo, pode colocar-se a hipótese da existência de mais do que um local de adição de ar, sabendo à partida que, para uma mesma taxa de aeração, a percentagem de ar existente na parte inferior da coluna será maior quando o ar é adicionado exclusivamente pelo fundo da coluna. Todavia, a percentagem de ar existente na secção da coluna situada acima do último ponto de adição de ar, será maior que o observado quando o ar é injectado exclusivamente pelo fundo da coluna. Isto resulta do aumento da velocidade de subida das bolhas à medida que o seu diâmetro vai aumentando. Assim, esta metodologia garante-nos que na parte superior da coluna também existem bolhas de calibre relativamente pequeno e que na zona mais profunda e intermédia da zona de colecção é menor a turbulência da polpa.

A profundidade de adição do ar também afecta o teor do material na espuma. A realização de ensaios de flutuação numa célula sob um minério de carvão permitiu a Szatkowski (1987) observar que a profundidade de adição do ar afecta o teor do material na espuma. Maior profundidade de adição das bolhas de ar, significa que é maior a probabilidade delas colidirem e ligarem-se a partículas hidrófobas ou então de colidirem com outras e coalescerem. Aquele autor verificou que, numa célula, a adição do ar a maior profundidade conduziu a maior teor em cinzas na espuma. Isto será motivado pelo facto de, neste caso, as bolhas chegarem à zona da espuma com maior superfície coberta, donde resultam fenómenos de coalescência menos intensos, sendo portanto também menos intensos os efeitos de drenagem ou então aquele comportamento poderá resultar das bolhas chegarem à zona da espuma com maior tamanho, provocando maior agitação na interface polpa/espuma, responsável pelo aumento do arrastamento.

8.10 - Coluna. Água de lavagem e seu ponto de adição

Verificou-se que a coluna de flutuação apresenta algumas vantagens relativamente às células tradicionais, como a possibilidade de se poder trabalhar com elevadas alturas de espuma e de se poder injectar água de lavagem. Estes dois factores têm por objectivo principal diminuir a contribuição do arrastamento no flutuado, através da drenagem do material arrastado que chega à zona da espuma, contribuindo assim para o aumento da selectividade do processo de flutuação. Sabe-se que a recuperação de ganga por arrastamento é proporcional à quantidade de água da alimentação recuperada no flutuado (Trahar, 1981; Warren, 1985). Assim, todas as alterações tendentes a diminuir a recuperação de água de alimentação conduzem à diminuição da recuperação por arrastamento e à melhoria da selectividade do processo de flutuação. Deste modo, a utilização de água de lavagem conduz à diminuição da recuperação da água da alimentação e obviamente do material arrastado, podendo-se assim obter flutuados de melhor qualidade.

Ensaios de flutuação realizados por Choung et al. (1993), com um minério de carvão numa coluna de flutuação, permitiram verificar que para além da altura da espuma e da taxa de aeração, também o caudal da água de lavagem e o seu ponto de adição afectam os resultados obtidos. O aumento do caudal da água de lavagem faz diminuir a recuperação da água da alimentação, diminuindo assim a recuperação por arrastamento das partículas mas aumenta a qualidade do flutuado. Também Kosick et al. (1988) chegaram a semelhante conclusão no tratamento de um minério de galena, tendo no entanto verificado que, para elevados caudais de água de lavagem, ocorre uma acentuada diminuição da recuperação, pois ocorre desagregação sobretudo das partículas debilmente ligadas às bolhas.

Por outro lado verifica-se que os resultados obtidos, para diferentes caudais de água de lavagem, não são indiferentes ao seu ponto de adição na zona de lavagem da coluna. Aqueles investigadores constataram que numa coluna industrial os melhores resultados foram obtidos quando a água de lavagem foi adicionada a cerca de 10 cm abaixo da superfície da espuma. Nos trabalhos de Choung et al. (1993) a variação do ponto de adição ao longo da altura da espuma, que era de 30 cm, permitiu verificar que quanto mais próximo da interface polpa-

espuma for adicionada essa água de lavagem, menor é a recuperação e melhor é a qualidade do flutuado. Para pontos de adição mais altos é menor a água de biés, ou seja é menor o escoamento descendente da água de lavagem ao longo da espuma, podendo mesmo acontecer curto-circuito, saindo alguma da água de lavagem pelo flutuado, não desempenhando esta água a função pretendida.
Uma vez que o ponto de adição da água de lavagem condiciona os resultados obtidos, a escolha daquele ponto deve ser criteriosa e basear-se em dados experimentais. No entanto, deve referir-se que quer a adição da água de lavagem se faça dentro ou fora da espuma a solução escolhida apresenta sempre uma desvantagem. Assim, se a alimentação da água de lavagem é efectuada dentro da zona da espuma, ela apesar de conduzir a flutuados de melhor qualidade, apresenta o inconveniente dos orifícios por onde sai a água poderem ficarem obstruídos com relativa facilidade, afectando obviamente os resultados pretendidos. Por outro lado, a alimentação da água de lavagem fora da espuma e sobre esta, pode não conseguir penetrar suficientemente na espuma de modo a promover a drenagem do material e da água arrastada, resultando na obtenção de flutuados relativamente pobres. Este problema surge fundamentalmente quando a espuma é demasiado estável, apresentando pouca mobilidade. No caso da espuma ser demasiado débil pode suceder que a queda de água de lavagem provoque o seu colapso.

8.11 - Influência do calibre das partículas na flutuação. As partículas finas

8.11.1 - Introdução

O calibre das partículas tem uma importância fundamental em qualquer processo de tratamento de minérios. A selecção do método de concentração depende da natureza do minério, das propriedades dos minerais a separar, da diferença entre essas propriedades e do calibre das partículas. É impossível obter boas separações sem que as espécies minerais a separar estejam libertas. Em alguns casos não é possível obter, em termos práticos, a libertação absoluta de um dado mineral, sendo necessário efectuar a separação não só entre minerais completamente libertos, mas também a separação de minerais mistos. Tal característica conduz ao amortecimento da propriedade diferencial que está na base da separação. Assim, o calibre das partículas afecta a eficiência de todos os métodos de separação. Obviamente que, no caso de existirem vários métodos de separação, a sua escolha deve basear-se também no factor económico.
Os vários processos de separação potencialmente utilizáveis, apresentam gamas granulométricas óptimas de trabalho, sendo geralmente diferentes para cada metodologia utilizada. Fora desses limites esses métodos apresentam resultados inferiores. Assim, a definição de partículas com granulometria fina ou grosseira depende dos processos de separação a utilizar. Por exemplo, se para os processos de separação hidrogravítica, partículas com granulometria de 200 μm podem considerar-se partículas finas, já para o processo de flutuação, podem considerar-se como partículas de granulometria grosseira.
Sivamohan e Forssberg (1985), classificam as partículas, relativamente ao seu calibre, conforme se apresenta na tabela 8.1. Esta classificação foi feita no âmbito de um estudo de

separação de partículas finas por processos hidrogravíticos, daí afirmar-se que são partículas finas as que apresentam calibre inferior a 100 μm, pressupondo-se assim que é difícil a sua recuperação pelos processos de concentração hidrogravítica. No entanto, em alguns minérios, as gamas para as quais se obtêm as maiores recuperações pelo processo de flutuação são precisamente dessa ordem de grandeza. Isto permite concluir que tal classificação granulométrica das partículas, feita com base no sucesso da recuperação e selectividade obtida, é consequência dos métodos de separação em causa.

Relativamente à flutuação, este processo apresenta um campo de aplicação que varia desde algumas μm (micra) até aproximadamente 800 μm. Estes limites variam consoante a hidrofobicidade e a densidade dos minerais a flutuar. Os carvões, pelo facto de apresentarem menor densidade, são os minerais que permitem a flutuação de granulometrias mais grosseira.

Tabela 8.1 - Classificação das partículas (dados de: Sivamohan e Forssberg, 1985).

	Calibre (□m)
Super colóides	< 0.2
Colóides	< 1
Ultrafinas	< 5
Muito finas	< 20
Finas	< 100
Intermédias	< 500
Grosseiras	> 500

Na generalidade dos casos as granulometrias finas levantam alguns problemas relativamente à recuperação e à selectividade do processo de separação, sendo geralmente elevadas as perdas de substância mineral útil nos finos. Dado o esgotamento dos jazigos com elevados teores e a necessidade da exploração de jazigos de grandes dimensões, onde por vezes a substância mineral útil ocorre sob calibre extremamente fino, que exige intensos graus de fragmentação, com a consequente elevada produção de finos, esta evolução está na origem dos inúmeros trabalhos realizados sobre o tratamento das partículas finas, com vista à melhoria da recuperação e ao aumento do teor dos concentrados.

Durante algum tempo a flutuação tradicional consistiu no único método físico-químico de tratamento das partículas finas baseado nas propriedades superficiais das partículas. Porém, surgiram novos métodos físico-químicos, também baseados nas propriedades superficiais das partículas conforme está representado na figura 8.8.

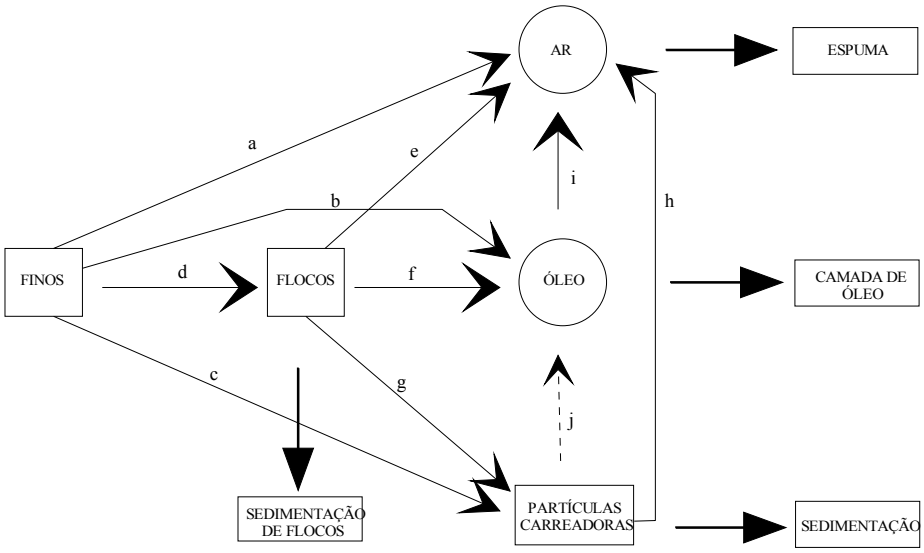


Figura 8.8 - Representação esquemática dos métodos de separação baseados nas propriedades superficiais das partículas: a = flutuação por espumas; b, (d-f) = extracção por óleo e/ou aglomeração; c = separação por carreadores; d = floculação selectiva/associação hidrófoba; (d-e) = flutuação de agregados; (c-h), (c-j) , (c-j-i) = ultraflutuação; (b-i), (d-f-i) = flutuação por óleo. (Fuerstenau et al., 1979).

Na maioria destes métodos, o principal objectivo é aumentar o calibre das partículas, pela união de várias partículas, de modo a que os agregados formados sejam mais facilmente recuperáveis. Para além destes processos físico-químicos, existem ainda os processos de separação por dissolução, que apresentam a desvantagem de exigirem elevados consumos de reagentes.

8.11.2 - Recuperação versus calibre das partículas

Todos os estudos efectuados sobre a influência do calibre no processo de flutuação têm permitido concluir que a variação da recuperação versus calibre das partículas é representada por uma curva do tipo da apresentada na Figura 8.9. Este tipo de curva mostra que, relativamente ao comportamento das partículas com diferente calibre, normalmente existem três conjuntos de partículas, ou três regiões: as partículas finas, difíceis de flutuar e de separar, conduzindo a pequenas recuperações; as partículas intermédias, fáceis de separar e que conduzem a elevadas recuperações; as partículas grosseiras que conduzem a pequenas recuperações. Verifica-se assim, que existe um calibre máximo, a partir do qual é impossível flutuar as partículas e um calibre mínimo abaixo do qual a recuperação diminui rapidamente. A relação recuperação versus calibre depende de vários factores, entre os quais se destacam a densidade dos minerais a flutuar e a sua hidrofobicidade. No processo de flutuação, o calibre das partículas influencia fortemente a estabilidade dos agregados partículas-bolha. Esta propriedade está na origem da diminuição brusca da recuperação, aquando do aumento do calibre das partículas acima de determinados valores, mesmo quando em presença de partículas libertas.

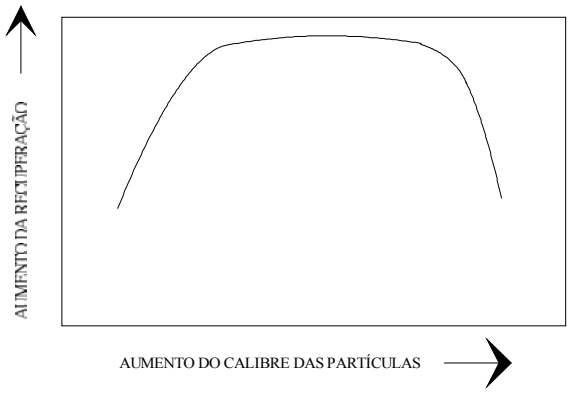


Figura 8.9 - Recuperação versus calibre das partículas.

A gama de calibres, para a qual é máxima a recuperação, varia de mineral para mineral e depende não só das propriedades desses minerais a flutuar mas também das condições operatórias. Na tabela 8.2 são apresentadas as gamas granulométricas para as quais se obtiveram as maiores recuperações dos respectivos minerais pelo processo de flutuação (Trahar e Warren, 1976).

Tabela 8.2 - Gama granulométrica para as quais se obtêm as recuperações máximas (Trahar e Warren, 1976).

Mineral	Calibre (μm)	Condições
Cassiterite	3-20	industrial
Fluorite	40-110	laboratório, batch
	50-150	industrial
Galena	37-295	laboratório, batch
	170-240	laboratório, batch
	13-75	industrial
	20-100	industrial
Pirite	50-100	laboratório, contínuo
Pirite-Pirrotite	20-70	laboratório, batch
Quartzo	10-40	laboratório, contínuo
	9-50	laboratório, batch
Blenda	15-100	industrial, laboratório
	8-70	batch
Volframite	20-50	laboratório, batch

8.11.3. - Características das partículas finas

Os maus resultados obtidos na flutuação das partículas finas, com calibre inferior a 10 μm, resultam fundamentalmente da sua baixa massa e da sua elevada área superficial específica. Na figura 8.10 representa-se a relação entre as propriedades superficiais das partículas finas e o seu comportamento adverso durante o processo de flutuação, afectando significativamente a recuperação (R) e o teor do flutuado (T).

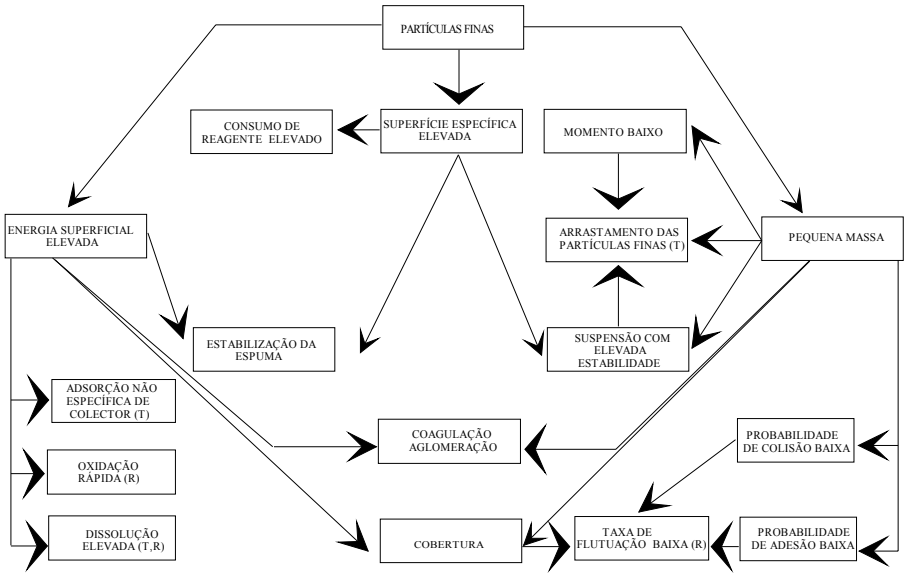


Figura 8.10 - Relação entre as propriedades físicas e químicas das partículas finas e o seu comportamento na flutuação. (T) e (R) traduzem a maior influência no teor e/ou na recuperação (de Fuerstenau, 1980).

A pequena massa das partículas é responsável por: baixo momento de impacto das partículas, elevado grau de arrastamento, aglomerações, obtenção de suspensões com elevada estabilidade, baixa probabilidade de colisão com as bolhas e baixa probabilidade de adesão. A elevada área superficial específica das partículas finas é responsável por: elevado consumo de reagente, obtenção de polpas e espumas bastante estáveis, aparecimento de fenómenos de cobertura.

As partículas finas podem também apresentar elevada energia superficial, responsável por reacções rápidas na superfície das partículas, oxidações rápidas, adsorção não específica dos reagentes, elevada dissolução, espuma rígida e a ocorrência de fenómenos de cobertura.

8.11.4 - Flutuabilidade e hidrofobicidade versus calibre das partículas

Para que ocorra flutuação não basta ocorrer colisão entre as partículas e as bolhas é também necessário que essa colisão dê origem à formação dos agregados partículas-bolha estáveis, seguindo-se a sua levitação e a sua recolha na zona da espuma. Após a colisão só ocorre ligação quando o tempo de indução é inferior ao tempo de contacto. Enquanto o tempo de contacto depende sobretudo das condições operatórias, nomeadamente da intensidade de agitação, do tamanho das bolhas e do calibre das partículas, o tempo de indução depende fundamentalmente das propriedades da superfície dos minerais, sendo elevado quando se está perante um mineral hidrófilo e pequeno quando se está perante um mineral hidrófobo. Ele representa o grau de flutuabilidade de um mineral, podendo esta flutuabilidade ser modificada através da adição de reagentes.

O calibre das partículas influencia este fenómeno de ligação, pois dele dependem algumas propriedades relacionadas com o processo de adesão. Não é pacífico o tipo de influência do calibre no tempo de indução. Alguns autores afirmam que o tempo de indução é independente do calibre das partículas, outros porém afirmam que o tempo de indução aumenta com o calibre das partículas, pois verificaram que maiores partículas exigem maiores tempos de contacto para poderem ser flutuadas. Se isto corresponde à verdade, então pode afirmar-se que as menores recuperações das fracções finas não são devidas aos efeitos nefastos da diminuição do calibre no tempo de indução.

Na figura 8.11 representa-se a relação entre o grau de flutuabilidade, a hidrofobicidade e o calibre das partículas (de: Trahar, 1981). Destes resultados conclui-se que o grau de hidrofobicidade exigido para se obterem elevadas flutuabilidades, isto é, elevadas recuperações, aumenta com o aumento do calibre das partículas. Isto significa que para se promover a flutuação das partículas grosseiras estas deverão estar mais libertas, ou apresentar uma maior percentagem da sua superfície coberta por colector, ou seja deverão apresentar maior hidrofobicidade. Assim, para a obtenção de semelhantes recuperações, na flutuação de partículas grosseiras é maior o consumo de colector quando comparado com a flutuação das partículas intermédias ou finas. Uma outra solução, para explicar a menor flutuabilidade das partículas grosseiras, aponta para a menor recuperação das fracções mais grosseiras, porque as fracções mais finas reagem mais rapidamente com os reagentes, conduzindo à menor cobertura da superfície das partículas grosseiras, ocasionando assim recuperações menores dessas fracções grosseiras.

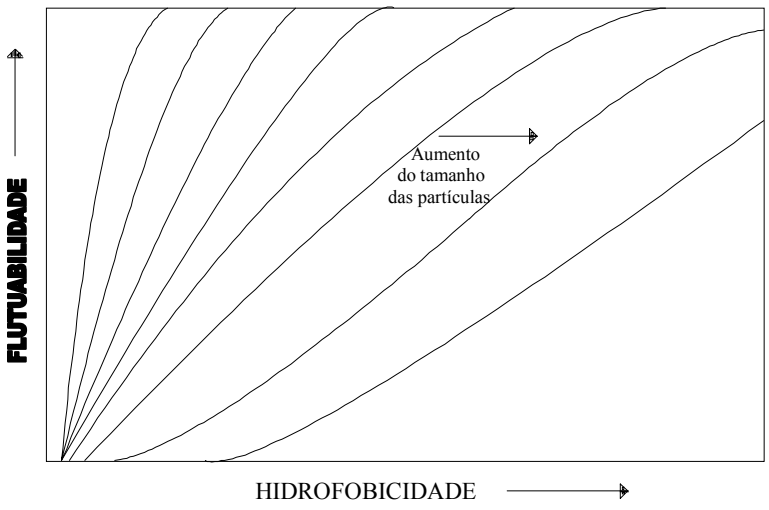


Figura 8.11 - Representação qualitativa da forma de influência do calibre das partículas na relação entre a flutuabilidade e a hidrofobicidade (de: Trahar, 1981).

Verifica-se que quanto maior é o grau de hidrofobicidade, que varia com o tipo de mineral e com a concentração do colector, maior é o calibre das partículas potencialmente flutuáveis. De um modo geral, quando não há adição de colector e a substância mineral a flutuar apresenta alguma hidrofobicidade natural, a recuperação aumenta inicialmente com o calibre

das partículas e diminui posteriormente, sendo nula para as partículas grosseiras. Isto resulta do facto dos agregados potencialmente formados pelas partículas grosseiras, serem instáveis, sendo praticamente nula a sua recuperação. Quando se adiciona colector, maiores concentrações deste reagente promovem fundamentalmente a recuperação das partículas mais grosseiras, mostrando-se as partículas finas menos sensíveis à variação da concentração de colector. Isto poderá significar que as partículas de menor calibre, apresentam maior hidrofobicidade, originando agregados partículas-bolha mais estáveis e por isso exigem menor área de superfície coberta por colector para a obtenção de elevadas recuperações. Isto significa também que para partículas relativamente pequenas a probabilidade de desagregação dos agregados partículas-bolhas é pequena, donde, a taxa de flutuação é condicionada pelo calibre das partículas, aumentando com o mesmo, pois aumenta a probabilidade de colisão. Para as partículas finas, a recuperação é determinada sobretudo pelo tempo de flutuação, não dependendo fortemente das condições químicas, pois o seu nível crítico de hidrofobicidade é facilmente atingido, mesmo para pequenas concentrações de colector, sendo portanto a probabilidade de colisão o principal factor condicionante da recuperação atingida. Para as partículas grosseiras, que apresentam elevada probabilidade de colisão, a maior instabilidade dos agregados partículas-bolhas, é responsável pela diminuição da sua recuperação.
O aumento da concentração de colector, a partir de determinados valores, nem sempre conduz ao aumento da recuperação. De facto, a excessiva concentração de colector pode conduzir à diminuição da recuperação, sendo esta diminuição mais acentuada para as fracções mais grosseiras. Este comportamento pode resultar da formação de múltiplas camadas de colector à superfície das partículas a flutuar, podendo a parte hidrófoba do colector não estar orientada na direcção da solução, sendo reduzida a hidrofobicidade das partículas a flutuar. Pode resultar também da sua influência na estabilidade da espuma, podendo a sobre-adição de colector causar a coalescência das bolhas na espuma, diminuído assim a sua estabilidade (Lynch et al., 1981).

8.11.5 - Influência do calibre das partículas em cada subprocesso da flutuação

Anteriormente verificou-se que a recuperação depende fortemente do calibre das partículas a flutuar, sendo relativamente pequena e pouco selectiva para a classe das partículas consideradas finas. Dada a complexidade do processo de flutuação e com o objectivo de melhor compreender o efeito do calibre pode dividir-se o processo de flutuação no seguinte conjunto de sub-processos:

Introdução da alimentação
- preparação e introdução da polpa
- introdução do ar

Ligação das partículas às bolhas
- colisão entre as partículas e as bolhas
- ligação das partículas às bolhas
- desligação das partículas das bolhas

Transporte das partículas entre a polpa e a espuma

transporte das bolhas mineralizadas para a espuma

arrastamento das partículas para a espuma

retorno das partículas da espuma para a polpa

Remoção dos produtos da flutuação

remoção da espuma

remoção do afundado

Assim, a flutuação compreende sempre a introdução da alimentação, constituída pela polpa de minério, reagentes e ar, a ligação das partículas às bolhas, o transporte das partículas entre a zona da polpa e da espuma e a remoção dos produtos da flutuação. Na figura 8.12 estão representados os principais mecanismos responsáveis pela transferência de material na flutuação (Flint, 1973) e anteriormente referidos. Uma vez que todos estes sub-processos desempenham um papel fundamental no processo de flutuação, o estudo da influência do calibre no processo de flutuação deve ser analisado tendo em atenção a sua influência em cada um daqueles sub-processos. Isto porque, por exemplo, pode suceder que a diminuição do calibre provoque efeitos contrários em dois daqueles sub-processos e se essa análise particular não for realizada, será o efeito de maior grandeza que prevalece, desconhecendo-se assim o efeito menor do calibre.

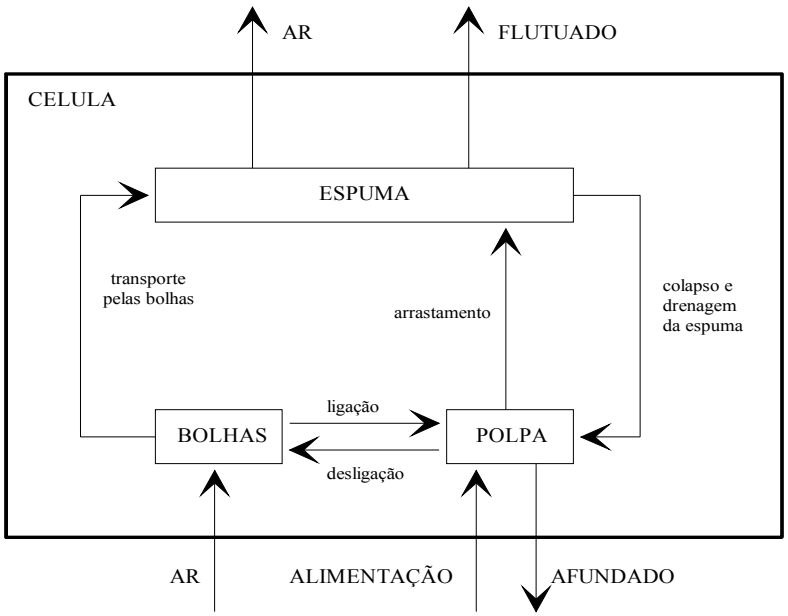


Figura 8.12 - Modos de transporte do material na flutuação (de Flint, 1973).

8.11.5.1 - Introdução e preparação da alimentação

No que se refere ao primeiro conjunto de sub-processos, preparação e introdução da alimentação no aparelho de flutuação, a granulometria do produto poderá condicionar a diluição da polpa, a concentração dos reagentes e a sua adsorção, a taxa de aeração, grau de

agitação e o tamanho das bolhas de ar a introduzir na polpa. Estas variáveis condicionam fortemente os resultados, nomeadamente a recuperação e a qualidade dos flutuados obtidos.
Quando a flutuação é realizada em células, se a granulometria do minério for muito heterogénea e trabalhando com baixas agitações, pode correr-se o risco das partículas de maior tamanho sedimentarem imediatamente com alguma facilidade, condicionando o sucesso dos sub-processos seguintes. Por outro lado, se a agitação for demasiado intensa podem desagregar-se as partículas de maior calibre ligadas às bolhas e serem fortemente arrastadas sobretudo as fracções finas. Verifica-se que a variação do modo de injecção de ar pode, em casos especiais, ter efeitos diversos consoante a granulometria do produto. Quando o ar é introduzido sobre pressão, pela aplicação de vácuo, verifica-se o aumento da recuperação das partículas ultrafinas. Isto deve-se ao facto do ar precipitado sob as partículas constituir um forte desidratador da superfície dos minerais e ao facto das partículas mais finas serem mais fortemente hidratáveis.
Também a diluição da polpa depende da granulometria do produto a tratar. Partículas de granulometria fina deverão ser tratadas em polpas com elevada diluição, de modo a atenuar os fenómenos de arrastamento.
Para além do calibre das partículas influenciar aspectos físicos da flutuação, condicionando assim os resultados finais, ele também influencia algumas propriedades químicas que condicionam o processo de flutuação. Durante o processo de flutuação, nomeadamente durante o processo de condicionamento, pode suceder que o tempo de contacto entre as partículas e os reagentes não seja o mesmo para todas as partículas. Trahar (1981) admite que as partículas finas são mais velhas que as outras partículas, deste modo, se alguns dos reagentes são adicionados no processo de moagem, as partículas mais finas estão mais tempo em contacto com esses reagentes. No entanto, quando existe a operação específica de condicionamento não há qualquer discriminação do efeito do calibre das partículas no tempo de contacto com os reagentes. Apesar disto, verifica-se que a taxa de adsorção do reagente aumenta com a diminuição do calibre das partículas. Assim, esta característica, desde que a reacção seja benéfica, contraria os maus resultados obtidos no tratamento dos finos; pois se é maior a taxa de adsorção de colector por parte dos finos, então é porque o sucesso da flutuação não depende somente da taxa de adsorção dos reagentes. Hemmings (1980) constatou que para um minério de scheelite, a adsorção específica dos reagentes da fracção fina (cerca de 87% do material com calibre inferior a 6.5 μm) é cerca 2.2 vezes maior que a da fracção mais grosseira (somente cerca de 27% do material com calibre inferior a 6.5 μm). Entende-se por adsorção específica a massa de reagente adsorvida por unidade de massa de sólido. Deste modo, também este autor verifica que a taxa de adsorção do colector não explica os maus resultados para a partículas finas. No entanto, a massa de sólido susceptível de ser carreada pelas bolhas varia directamente com o seu calibre, ou seja varia inversamente com a área específica da superfície das partículas. Hemmings (1980) verificou que a relação entre a área específica da superfície do material fino e a do material grosseiro era de 2.1 e que a relação entre a capacidade de carreamento de material grosseiro e de material fino era também de 2.1. Isto significa que a capacidade de remoção das partículas da zona da polpa para a zona da espuma varia directamente com o calibre das partículas. Assim, verifica-se que apesar das partículas finas apresentarem maior adsorção específica (2.2 vezes maior), o facto delas serem

mais finas faz com que a capacidade do seu transporte seja 2.1 vezes menor. O facto daquelas duas relações serem semelhantes, isto é a adsorção específica relativa (2.2) é semelhante à área específica relativa da superfície (2.1), leva o autor a concluir que a adsorção por unidade de área é semelhante, ou seja, a superfície das partículas finas e grosseiras são quimicamente equivalentes. Deste modo, aquele autor conclui que a menor recuperação do material fino deve-se a outros factores, também dependentes do calibre, que limitam a flutuação das partículas ultrafinas.
A elevada taxa de adsorção dos reagentes por parte das partículas finas pode actuar de forma contraproducente no processo de flutuação. De facto, pode suceder que as partículas finas, durante a operação de moagem, reajam rapidamente com sais ou impurezas existentes na polpa, condicionando assim o sucesso da flutuação. Esta característica é agravada pelo facto das partículas fina serem geralmente mais "velhas", estando assim mais tempo expostas aos contaminantes provenientes de outros minerais e existentes na polpa, podendo estes alterar, por fenómenos de cobertura, as propriedades da superfície dos finos a flutuar. Todavia, saliente-se que esta justificação não explica só por si as baixas recuperações de partículas de pequeno calibre, onde não se verifica a sua contaminação por outros minerais.

Uma das principais causas para os maus resultados na flutuação dos finos, está relacionada com a sua elevada energia superficial, que lhes confere uma elevada solubilidade, elevada hidratação, rápidas reacções superficiais e adsorções não específicas dos reagentes. A energia livre superficial por unidade de área de um cristal perfeito deveria ser independente do calibre das partículas. Porém, como a maior parte das partículas não são cristais perfeitos, pode suceder que a energia livre superficial varie com o calibre das partículas, resultado das diferentes imperfeições associadas a cada calibre. É defendido por Collins e Read (1971) que as partículas finas, pelo facto de terem sido sujeitas a acções mais intensas de fragmentação, apresentam proporcionalmente mais bordos, mais saliências e maior rugosidade e outros pontos de elevada energia, donde apresentam maior energia superficial por unidade de área da superfície. Se a adsorção do colector aumenta com a presença desses pontos de elevada energia, seria de esperar que fosse maior a recuperação dos finos. Porém, também se pode argumentar que as partículas grosseiras, só são mais grosseiras porque aquando da tentativa da sua fragmentação, elas foram sujeitas a impactos que não resultaram na sua fragmentação, devendo assim apresentar mais pontos com elevada energia. Cases et al. (1976) estudaram a influência da moagem nas propriedades superficiais das partículas sólidas de cassiterite e calcite sintética, através da análise dos níveis energéticos construídos através da adsorção de um dado reagente, tendo constatado que a moagem tende a diminuir os pontos de elevada energia, conduzindo à homogeneização da superfície das partículas para níveis energéticos mais baixos, que tem por efeito a diminuição da concentração de colector necessário à flutuação.
São poucos os estudos referentes à influência do calibre das partículas na extensão da adsorção dos reagentes. Estudos realizados por Clement (1966), referidos em Trahar (1976), sobre a relação entre a recuperação da hematite e a percentagem da sua superfície coberta por ácido oleico, permitiram afirmar que para pequena percentagem da superfície coberta, a recuperação das fracções mais finas (inferiores a 20 μm) é menor que a das fracções mais

grosseiras. Isto significa que para ocorrer a flutuação das partículas mais finas, estas necessitam de maior superfície coberta por colector, de modo a terem a mesma flutuabilidade das partículas mais grosseiras. Todavia, admitindo que há uma relação directa entre a percentagem da superfície coberta por colector e o grau de hidrofobicidade, Trahar (1981) conclui precisamente o contrário, afirmando que as partículas mais grosseiras necessitam de maior hidrofobicidade para conduzirem a elevadas recuperações.
Somasundaran (1984) considera serem três as principais causas responsáveis pelo comportamento das partículas finas na flutuação: morfologia, mineralogia e composição química da sua superfície. Durante o processo de moagem a diferente angularidade e diferente rugosidade, tem uma forte influência na sua molhabilidade. A variação da mineralogia é exemplificada pela passagem da calcite a aragonite quando submetida a moagem intensa, e pela amorfização da superfície das partículas de quartzo quando também sujeitas a intensas moagens. A alteração da composição química da superfície das partículas finas pode ser devida à concentração excessiva de impurezas na sua superfície; à sua oxidação ou à sua cobertura por outros minerais.

8.11.5.2 - Ligação das partículas às bolhas

Quanto aos sub-processos relacionados com a ligação das partículas às bolhas, tem-se verificado que o calibre das partículas influencia fortemente a intensidade destes fenómenos. Levich (1962) afirma que num escoamento turbulento a taxa de colisão (**N**) é proporcional ao cubo da soma do raio das partículas e das bolhas, isto é:

$$N\alpha(R_b + R_p)^3 \qquad (8.2)$$

onde R_p e R_b representam respectivamente o raio das partículas e o das bolhas. Assim, para partículas muito pequenas a variação da taxa de colisão varia muito pouco com o calibre das partículas, pois o calibre das bolhas é muito maior. Deste modo, segundo este investigador, mesmo as partículas finas apresentam uma significativa taxa de colisão. Porém, no que se refere à taxa constante de flutuação (***K***), Tomlinson e Fleming (1963) verificaram que ela estava relacionada com o calibre das partículas (D_p) por uma expressão do tipo:

$$k = q \times (D_p)^x \qquad (8.3)$$

em que ***q*** é uma constante cujo valor depende do mineral, e ***x*** toma o valor 2 para a apatite, hematite e galena e 1 para o quartzo, isto quando a granulometria varia de 20 a 200 μm.
Por sua vez Reay e Ratcliff (1973) constataram que a eficiência de colisão (E_c) estava relacionada com o calibre das partículas por uma expressão do tipo:

$$E_c = q \times \left(\frac{D_p}{D_b}\right)^x \qquad (8.4)$$

onde D_b representa o diâmetro das bolhas. As constantes q e x são função da relação entre a densidade das partículas e a densidade do fluído. Tendo obtido para o quartzo q = 3.6 e x = 2.05. Para partículas de latex, cuja densidade é 1 obtiveram os valores de q = 1.25 e x = 1.9. A eficiência de colisão entre as partículas e as bolhas traduz a relação entre o número de partículas que escoam na trajectória das bolhas e que colidem com elas.

No estudo da influência do calibre das partículas de quartzo e latex no fenómeno de colisão, Reay e Ratciff (1975) confirmaram a relação anterior, vindo a constatar que o valor de **x** era igual a 2 para aqueles minerais. Também Anfrus e Kitchener (1977), concluíram que a probabilidade de colisão de partículas de quartzo e vidro com as bolhas era proporcional ao quadrado do raio das partículas. Esta teoria veio a ser confirmada através da comparação da eficiência de colisão prevista pelo modelo implementado e a eficiência de colecção experimental obtida na flutuação de partículas de quartzo com diferentes calibres. Para as partículas de vidro aqueles autores verificaram que a eficiência de colisão apresentava aquela relação com o calibre das partículas, tendo no entanto constatado que a eficiência de colecção é apenas cerca de 20% da eficiência de colisão. Isto resulta do facto das partículas de vidro apresentarem uma forma esférica e lisa, deslizando muitas delas sobre as bolhas sem conseguirem romper a película de água, não originando qualquer ligação. Já para as partículas de quartzo a eficiência de colecção é semelhante à eficiência de colisão porque as partículas apresentam forma irregular e rugosa significando que qualquer partícula que colida com as bolhas é capturada.

Também Szatkowski e Fryberger (1985a, b) concluíram que a taxa de flutuação de quartzo é proporcional à relação entre o tamanho das partículas e das bolhas, obtendo-se a recuperação máxima quando se utiliza bolhas com diâmetro o mais pequeno possível, desde que estas tenham poder de levitação.

Para ocorrer flutuação é necessário não só que ocorra a colisão entre as partículas e as bolhas, mas que desta colisão resulte a formação dos agregados partículas-bolhas e que estes não sejam de seguida destruídos, possibilitando que as bolhas transportem as partículas até à zona da espuma e que finalmente elas sejam aí recolhidas. Trahar (1981) define a probabilidade de flutuação pela seguinte expressão:

$$p_f = p_c \times p_a \times p_s \qquad (8.5)$$

em que p_f representa a probabilidade de flutuação, p_c representa a probabilidade de colisão entre as partículas e as bolhas, p_a representa a probabilidade de ligação e p_s representa a probabilidade das partículas não desligarem das bolhas, isto é p_s representa a estabilidade dos agregados.

Enquanto a probabilidade de colisão é função sobretudo das variáveis físicas, a probabilidade de ligação está relacionada fundamentalmente com as variáveis químicas, ou seja com a hidrofobicidade das partículas, estando, no entanto, também relacionada com o calibre das partículas, verificando-se que ela diminui com o aumento do calibre das partículas e aumenta com o aumento do grau de hidrofobicidade. Por outro lado, a estabilidade dos agregados diminui com o aumento do tamanho das partículas. Deste modo, verifica-se que a probabilidade de flutuação apresenta uma relação complexa com o calibre das partículas. De

facto, embora o aumento do calibre das partículas provoque o aumento da probabilidade de colisão, simultaneamente ele provoca a diminuição da probabilidade de ligação e de sobrevivência dos agregados. Deste modo, a curva da recuperação versus calibre das partículas representa um compromisso entre p_c, por um lado, e $p_a \times p_s$, por outro, de tal modo que existe uma gama granulométrica onde se verifica a máxima recuperação. Tal como vimos anteriormente, esta gama, para a qual é máxima a recuperação, varia de mineral para mineral e depende das condições operatórias utilizadas. Para além daquele comportamento, saliente-se que o calibre condiciona o grau de libertação, tendo este uma importância decisiva no grau de hidrofobicidade das partículas.

Jiang e Holtham (1986) propõem um modelo teórico de colisão entre as partículas e as bolhas, tendo em consideração o efeito da variação do tamanho das partículas e das bolhas, vindo a concluir que a eficiência de colisão é também expressa por uma relação do tipo $Ec = q\,(D_p/D_b)^x$, em que os valores de q e x dependem do tamanho das bolhas, mostrando-se no entanto independentes do calibre das partículas.

A figura 8.13 ilustra a variação da eficiência de colisão com o diâmetro das bolhas e de partículas com calibres entre 8 e 80 μm. Observa-se que na flutuação de partículas finas terão de se utilizar bolhas de pequeno diâmetro, pois permitem obter elevadas probabilidades de colisão. Para partículas com calibre inferior a 20 μm, a eficiência de colisão aumenta apenas ligeiramente quando as bolhas diminuem de tamanho de 460 até 260 μm. A posterior redução destas até diâmetros de 40 μm conduz ao aumento acentuado da eficiência de colisão.

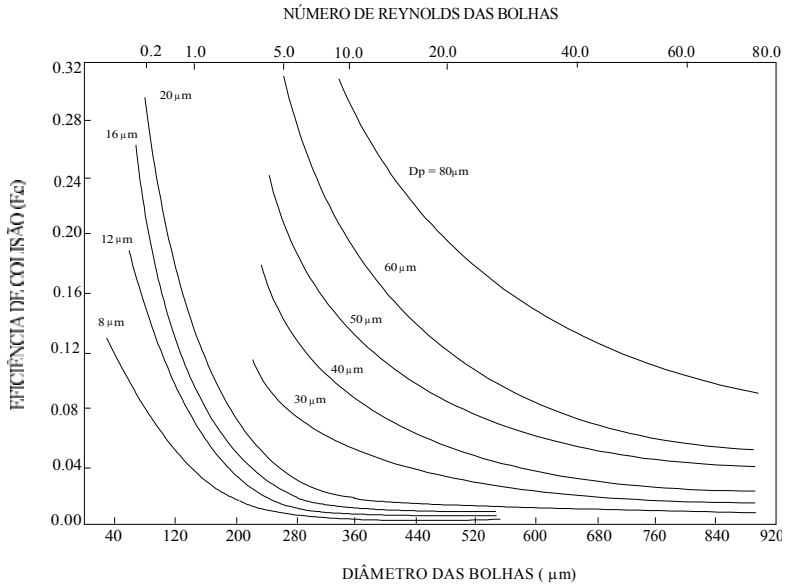


Figura 8.13 - Variação da eficiência de colisão, Ec, com o diâmetro das bolhas, para diferentes tamanhos de partículas (8-800 μm), (Jiang e Holtham, 1986).

À semelhança de Trahar (1981), Dobby e Finch (1987) propõem um modelo de flutuação em coluna, que tem em consideração os fenómenos de colisão entre as partículas e as bolhas,

ocorrendo a ligação quando o tempo de deslizamento das partículas sobre as bolhas é superior ao tempo de indução. Admitindo que não existe destruição dos agregados, definem a eficiência de colecção por $E_K = E_C \times E_A$, em que E_C representa a eficiência de colisão e E_A representa a eficiência de ligação. Verificaram que a eficiência de ligação aumenta com a diminuição do tempo de indução e que para um determinado tempo de indução a eficiência de ligação aumenta com a diminuição do calibre das partículas, conforme se observa na figura 8.14. Isto poderá significar que para semelhantes tempos de indução, ou seja semelhante graus de hidrofobicidade, partículas de menor tamanho apresentam maior flutuabilidade. Todavia, aquele tipo de influência do calibre na eficiência de ligação poderá ser apenas consequência da menor velocidade de queda das partículas mais finas, resultando em maiores tempos de contacto com as bolhas. Daqui pode resultar que estas partículas apresentem tempos de contacto superiores aos tempos de indução.

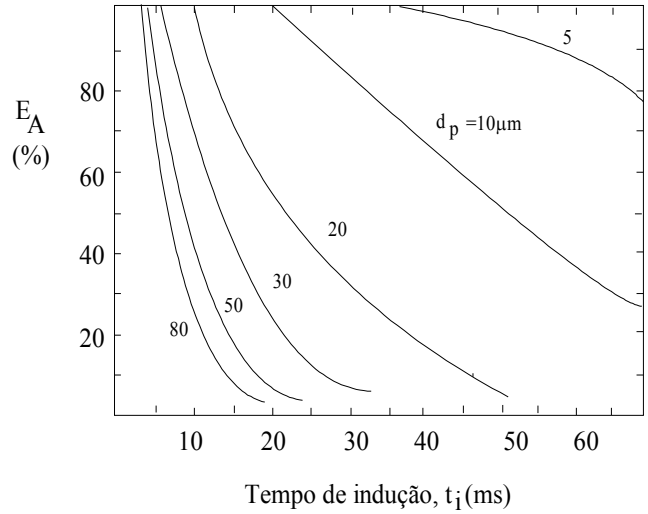


Figura 8.14 - Eficiência de ligação versus tempo de indução e tamanho das partículas. Condições: diâmetro das bolhas 1mm, densidade das partículas 4.0 g/cm^3, viscosidade do líquido 0.01 poise (de Dobby e Finch, 1987).

Na figura 8.15 representa-se, para diferentes tempos de indução, a relação entre a eficiência de colecção e o tamanho das partículas, determinada por Dobby e Finch (1987), nas condições referidas para a figura 8.14. Verifica-se que a eficiência de colecção aumenta até um determinado calibre, diminuindo de seguida com o aumento do calibre. A máxima eficiência de colecção é explicada pela influência contrária do efeito do calibre sobre a eficiência de colisão e sobre a eficiência de ligação. À medida que aumenta o calibre das partículas, aumenta também a eficiência de colisão, diminuindo, no entanto, a eficiência de ligação, pois diminui o tempo de deslizamento. São muitos os trabalhos que conduziram a este tipo de resultados, apresentando-se também a diminuição da estabilidade dos agregados formados para justificar a diminuição da taxa de flutuação a partir de um determinado calibre, sobrepondo-se este efeito ao aumento da probabilidade de colisão.

Analisando ainda a figura 8.15 verifica-se que para pequenos calibres a eficiência de colecção é independente do tempo de indução, ou seja é independente do grau de hidrofobicidade. Isto

resulta do facto destas partículas apresentarem pequenas velocidades de deslizamento sobre as bolhas, sendo obviamente elevado o tempo de contacto e por esse motivo maior que o seu tempo de indução. Assim, a eficiência de colecção é insensível à variação do tempo de indução. Esta propriedade permite explicar a menor selectividade da flutuação das partículas finas, pois mesmo partículas com baixos graus de hidrofobicidade poderão ligar-se às bolhas.

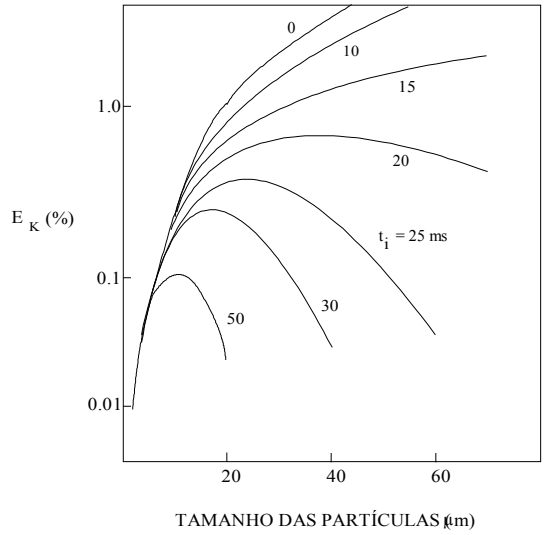


Figura 8.15 - Eficiência de colecção versus tamanho das partículas e tempo de indução (Dobby e Finch, 1987).

Outra característica que a figura 8.15 permite verificar, é a deslocação do pico máximo para a zona dos finos à medida que o tempo de indução aumenta, isto é, à medida que diminui a hidrofobicidade. Isto resulta do facto de apesar do tempo de deslizamento diminuir com o aumento do calibre, para pequenos tempos de indução, mesmo as partículas grosseiras apresentam tempos de deslizamento superiores a estes tempos de indução. Para elevados tempos de indução, aumentos pouco significativos do calibre das partículas, ocasionam significativas diminuições do tempo de deslizamento, relativamente aos tempos de indução, podendo ser responsáveis pela sua não flutuação.

Ao contrário do observado na coluna, na célula de flutuação, em que a colisão é provocada pela agitação, o aumento do calibre das partículas conduz ao aumento do tempo de contacto. Assim, como na coluna o tempo de deslizamento ou tempo de contacto, aumenta com a diminuição do tamanho das partículas, pois diminui a velocidade relativa entre as partículas e as bolhas, este comportamento explica a melhoria dos resultados da flutuação dos finos, quando tratados numa coluna.
A maior dificuldade de flutuação dos finos pode também ser explicada pelo seu pequeno momento de choque quando as partículas colidem com as bolhas, podendo ser insuficiente para promover a ruptura do filme de líquido que as separa das bolhas de ar.

Referiu-se anteriormente que para ocorrer levitação das partículas ligadas às bolhas é necessário que estes agregados não sejam destruídos. Constata-se que eles são tanto mais estáveis quanto menor for o tamanho das partículas, isto é, quanto menor for o tamanho das partículas mais difícil se torna destruir esses agregados. Deste modo, o efeito da diminuição do calibre na estabilidade desses agregados não pode servir de explicação para os maus resultados obtidos na flutuação dos finos. A relação entre a probabilidade de desligação ***(1-A)*** e o diâmetro das partículas **(*D*)** é descrita pela seguinte expressão:

$$(1 - A) = \left(\frac{D}{D_{\max}}\right)^{1.5} \qquad \text{para } D < D_{máx} \qquad (8.6)$$

$$(1 - A) = 1 \qquad \text{para } D > D_{máx} \qquad (8.7)$$

onde $D_{máx}$ representa o calibre máximo das partículas que permanecem ligadas às bolhas. Este valor depende do tipo de mineral, do seu grau de hidrofobicidade, da sua densidade e do grau de agitação operada na flutuação. Quanto maior for a densidade e o grau de agitação menor será o calibre máximo flutuável.

Podem ocorrer fenómenos de cobertura, aquando do tratamento dos finos, e que podem ter efeitos nefastos no sucesso da separação, sobretudo das partículas finas. Estes são o resultado da interacção entre as partículas finas e grosseiras, ou mesmo entre as partículas finas, resultando na cobertura das partículas grosseiras por uma camada de partículas finas. A existência de partículas finas hidrófilas em torno das partículas hidrófobas reduz a recuperação destas partículas. Se as partículas finas e grosseiras são hidrófobas então os fenómenos de cobertura são favoráveis à flutuação, pois estes fenómenos conduzem artificialmente ao aumento do calibre das partículas. Se as partículas hidrófobas apresentarem um calibre muito fino e se elas se ligarem às partículas grosseiras hidrófilas, poderão ser arrastadas por estas para o afundado, justificando-se assim a menor recuperação dos finos hidrófobos, ou então poderão ser eventualmente flutuadas arrastando a substância hidrófila para o flutuado. A formação duma camada de partículas finas em torno de partículas mais grosseiras, é condicionada pela carga superficial daqueles dois tipos de partículas. Gaudin et al. (1960) verificaram que a flutuação da galena, que apresenta uma carga superficial negativa, não era afectada pelos fenómenos de cobertura quando na presença de partículas finas com carga superficial também negativa. Edwards et al. (1980) constataram que a formação da cobertura das partículas finas hidrófilas de ganga sobre a superfície das partículas hidrófobas conduzia à depressão destas e que o seu efeito era condicionado pela diferença entre a carga superficial daqueles dois tipos de partículas. Por exemplo, partículas finas de crisotile, que apresentam carga superficial positiva, reduzem a flutuação de partículas de pentlandite que apresentam carga superficial negativa. Constataram também que o efeito depressor aumenta com a concentração dos finos. Estes autores verificaram também que a adsorção do colector pela substância hidrófoba era independente da existência de finos, justificando-se assim a menor recuperação da substância hidrófoba na presença de finos, pela acção dos fenómenos de cobertura. Os efeitos adversos dos fenómenos de cobertura pelas partículas finas, podem ser eliminados pela adição dos reagentes dispersantes.

8.11.5.3 - Transporte das partículas entre a polpa e a espuma. Grau de arrastamento e selectividade da flutuação versus calibre das partículas

As partículas são transferidas da polpa para a espuma por flutuação e por arrastamento. Com a diminuição do calibre das partículas o arrastamento torna-se dominante no processo de flutuação. Existem diversos trabalhos que analisam a relação entre o grau de arrastamento e o calibre das partículas, entre eles são de referir os de: Bisshop, 1976, Kirjavainen, 1988, 1989, Sivamoham, 1990, Subrahmanyam e Forssberg, 1990, Trahar, 1981, Trahar e Warren, 1976. Ora como o arrastamento não contempla preferencialmente as partículas hidrófobas, sendo um fenómeno não selectivo, ele constitui uma das principais dificuldades à obtenção de bons resultados no tratamento dos finos. Uma vez que a probabilidade de colisão entre as partículas finas e as bolhas é pequena, uma das soluções para aumentar a recuperação seria aumentar o tempo de flutuação. Porém, como para estas gamas granulométricas os fenómenos de arrastamento são intensos, isto conduziria a separações muito pouco selectivas, pois do aumento do tempo de flutuação resultam fundamentalmente aumentos significativos da recuperação por acção do arrastamento das partículas finas. Assim, o aumento do tempo de flutuação conduz ao aumento de recuperação de polpa, ou seja ao aumento da recuperação por arrastamento de partículas sólidas e de água.
A relação entre a recuperação de partículas sólidas por arrastamento e a recuperação de água é linear. Na figura 8.16 representa-se a influência da recuperação da água na recuperação por arrastamento de partículas de quartzo com calibre inferior a 5 μm (Trahar, 1981).

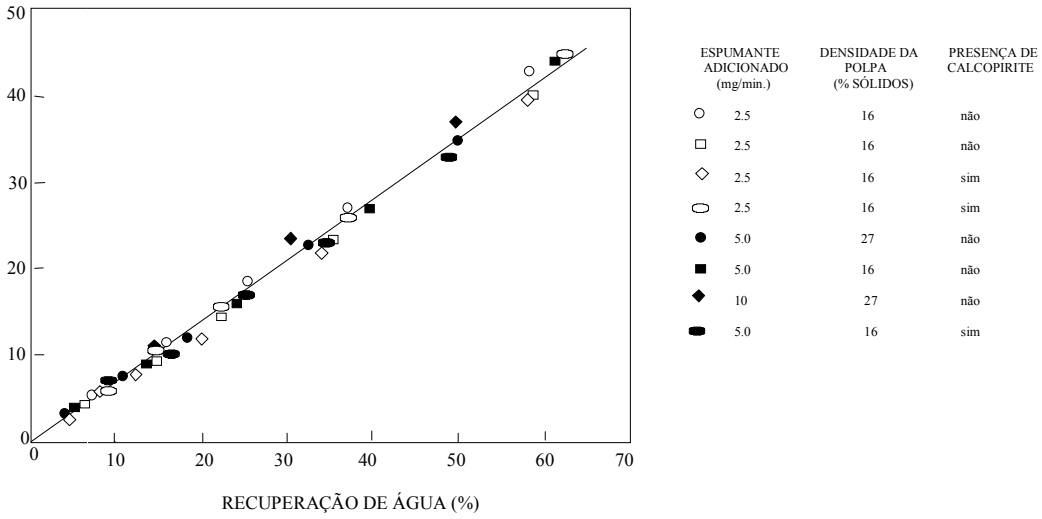


Figura 8.16 - Relação entre a recuperação de partículas finas (< 5 μm) de quartzo e a recuperação de água; e influência da taxa de adição de espumante e da concentração de sólidos na polpa (Trahar, 1981).

A inclinação da recta de regressão representada na figura 8.16 é 0.72, significando que a recuperação das partículas de quartzo é de 72 % da recuperação da água. O facto de, para as

diferentes condições operatórias, os resultados se disporem sobre aquela recta, significa que, para aquela gama granulométrica, os fenómenos de arrastamento são tão intensos que eliminam qualquer possível influência dos parâmetros alterados, como a concentração de espumante e a concentração de sólidos na polpa.
Para outras granulometrias Trahar (1981) verificou que a inclinação da recta de regressão, que relaciona a recuperação por arrastamento das partículas com a recuperação da água, diminui com o aumento do calibre das partículas. Na tabela 8.3 estão representadas as relações entre as recuperações de várias fracções granulométricas de quartzo e as recuperações da água. Analisando estes resultados verifica-se que as partículas de maior calibre, isto é as partículas de maior massa, são mais dificilmente arrastadas, pois elas conduzem a valores muito inferiores para aquela relação.

Tabela 8.3 - Influência do calibre das partículas de quartzo no arrastamento (dados de Trahar, 1981).

Calibre médio das partículas (μm)	Recuperação do quartzo relativamente à recuperação de água (%)
3.5	72
9	59
14	45
20	35
29	18
40	4

O grau de arrastamento depende não só do calibre mas também do tipo de mineral, das condições operatórias, tais como: diluição da polpa, grau de agitação e de aeração, altura e estabilidade da espuma. De facto, a forma e a densidade das partículas condicionam fortemente o grau de arrastamento. Na tabela 8.4 representa-se o grau de arrastamento de vários minerais com características diferentes. Verifica-se que para as partículas finas o arrastamento é intenso e que a sua intensidade aumenta com a diminuição do calibre das partículas. Também se verifica que o carvão, apesar de apresentar uma granulometria elevada, relativamente a alguns dos outros minerais, pelo facto de ter baixa densidade, apresenta o maior grau de arrastamento, sendo arrastado com a mesma intensidade da água.

Tabela 8.4 - Grau de arrastamento de diferentes minerais (dados de Subrahmanyam e Forssberg, 1988)

Mineral	Densidade	Calibre das partículas (μm)	Grau de arrastamento	Referência
Quartzo	2.65	3.5 > 40.0	0.72 0.10	Trahar (1981) Engelbrecht et al. (1975)
Sílica		< 12.0	0.99	Engelbrecht et al. (1975)
Cassiterite	6.8-7.1	< 5.0	0.85	Goodman e Trahar (1977)
Carvão	1.0	< 38.0	1.00	Lynch et al. (1981)
Ganga ultrafinas			0.87	Warren (1985)
Ganga fina		< 40.0	0.78	Subrahmanyam et al. (1988c)

Sobretudo para os minérios metálicos, o arrastamento representa um problema fundamentalmente no tratamento dos finos. Para granulometrias intermédias e grosseiras, o problema do arrastamento não existe e, caso ele em condições especiais ainda persista, é possível eliminá-lo ou reduzi-lo trabalhando com polpas diluídas ou actuando na espuma.

Na figura 8.17 representa-se a influência do calibre das partículas no processo de flutuação de um minério calcopirítico com ganga quartzosa, segundo dados de Trahar (1981). Nela observa-se a variação da recuperação e do teor do flutuado ao fim de 1 e 16 minutos, de várias fracções granulométricas de calcopirite e de quartzo.

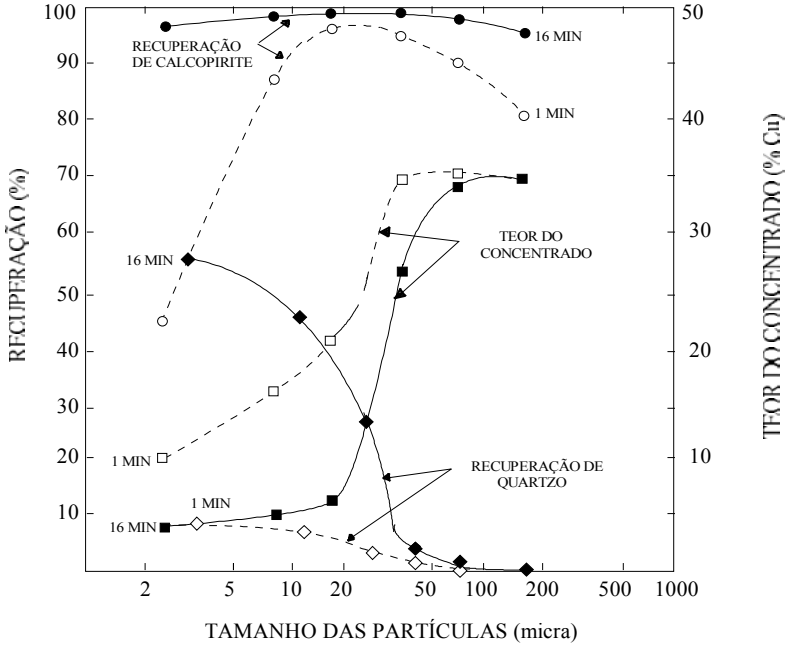


Figura 8.17- Influência do grau de arrastamento e do calibre das partículas de quartzo no teor do concentrado de calcopirite (Trahar, 1981).

Verifica-se que para a gama granulométrica intermédia 20-100 μm, a recuperação da calcopirite ao fim de 1 minuto é elevada, aproximadamente 90%, enquanto que para a fracção fina com calibre de 3 μm ela é apenas de 45%. Para 16 minutos de flutuação verifica-se que, para todas as fracções granulométricas, a recuperação da calcopirite se aproxima dos 100%. Este aumento significativo da recuperação das fracções finas, deve-se fundamentalmente ao seu fácil arrastamento, originando assim elevadas recuperações para elevados tempos de flutuação, devido à contribuição do arrastamento e não à contribuição da flutuação verdadeira. Este facto é confirmado pela análise da evolução da recuperação das várias fracções de quartzo ao fim de 1 e 16 minutos, pois este mineral é recuperado devido unicamente ao arrastamento. Da análise destas curvas verifica-se que enquanto para as fracções superiores a 50 μm o aumento da recuperação por arrastamento do quartzo com o tempo é muito pequeno,

já para as fracções mais finas o aumento do tempo de flutuação conduz a aumentos significativos da recuperação por arrastamento das partículas de quartzo.
A pequena recuperação por flutuação das partículas finas e a elevada contribuição do arrastamento na recuperação destas partículas é confirmada também pela análise da evolução das curvas do teor. De facto, verifica-se que a diminuição do calibre conduz a flutuados mais pobres, consequência da maior dificuldade de flutuação dessas partículas e também do seu mais fácil arrastamento. Por outro lado, constata-se também que o aumento do tempo de flutuação conduz à diminuição do teor do flutuado. Porém, esta diminuição não é igual para todos os calibres, sendo maior para as partículas mais finas.
O menor teor do flutuado obtido na flutuação das partículas finas resulta não só do seu fácil arrastamento, mas também do facto da massa sólida susceptível de ser carreada pelas bolhas variar directamente com o calibre das partículas, isto é, a capacidade de remoção das partículas da zona da polpa para a zona da espuma diminui com a diminuição do calibre das partículas. Assim, na flutuação de partículas finas, a obtenção de elevadas recuperações exige trabalhar com elevados tempos de flutuação ou elevadas taxas de aeração, o que origina elevadas contribuições do arrastamento. Hemmings (1980) propôs um modelo matemático para determinar o teor do flutuado. Admitiu que as partículas hidrófobas apresentavam um tamanho cúbico e único, que a concentração das partículas hidrófilas na polpa da espuma era igual à sua concentração na zona da polpa e que a massa da substância hidrófoba por unidade de volume da polpa era desprezável relativamente à massa total de sólidos por unidade de volume. Com base nisto chegou à expressão que possibilita a determinação do teor do flutuado (G):

$$\boldsymbol{G} = \frac{100 \times \boldsymbol{M_v}}{\boldsymbol{M_v} + \boldsymbol{M_s}} \tag{8.8}$$

$$\boldsymbol{G} = \frac{(200 \times \boldsymbol{p_v} \times \boldsymbol{d} \times \boldsymbol{c})}{(2 \times \boldsymbol{p_v} \times \boldsymbol{d} \times \boldsymbol{c} + \boldsymbol{t} \times \boldsymbol{m_s} \times \boldsymbol{p})} \tag{8.9}$$

em que $\boldsymbol{M_v}$ representa a massa de substância mineral por unidade de volume; $\boldsymbol{M_s}$ a massa de sólido na suspensão por unidade de volume; $\boldsymbol{d}$ representa o diâmetro das partículas hidrófobas; $\boldsymbol{m_s}$ a percentagem mássica de sólidos em suspensão; $\boldsymbol{p}$ a densidade da suspensão; $\boldsymbol{p_v}$ a densidade da substância hidrófoba; $\boldsymbol{t}$ a espessura do filme da bolha; $\boldsymbol{c}$ a fracção da superfície do filme coberta por partículas hidrófobas. Aquela equação permite verificar da limitação imposta pelo tamanho das partículas no teor do flutuado. Também se constata que aquele teor diminui com o aumento da concentração de partículas sólidas e com o aumento da espessura do filme da bolha. Na figura 8.18 representa-se a variação do teor do flutuado com o calibre das partículas, com a concentração de partículas sólidas e com a espessura do filme, de acordo com a equação anterior, para uma substância hidrófoba com a densidade 4.0 e um minério de densidade 3.0 e para 50% da superfície de filme coberta por partículas hidrófobas.

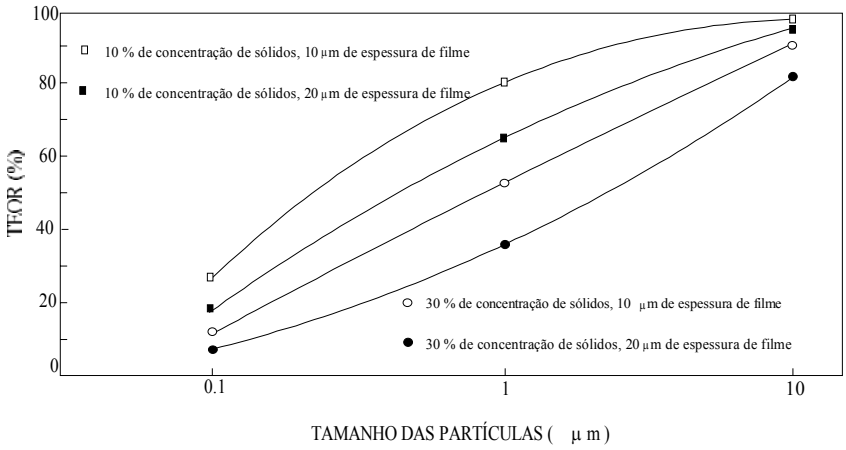

100
80
60
40
20
0
TEOR (%)
10 % de concentração de sólidos, 10 μm de espessura de filme
10 % de concentração de sólidos, 20 μm de espessura de filme
30 % de concentração de sólidos, 10 μm de espessura de filme
30 % de concentração de sólidos, 20 μm de espessura de filme
0.1
1
10
TAMANHO DAS PARTÍCULAS (μ m)

Figura 8.18 - Limitação do teor do flutuado pelo tamanho das partículas (Hemmings, 1980).

Pode então concluir-se que o grau de arrastamento será tanto maior quanto menor for o calibre das partículas, sendo este o principal modo de transferência das partículas ultrafinas da polpa para a zona da espuma. Assim, relativamente a este mecanismo de transporte a diminuição do calibre não explica a sua menor recuperação, pois quanto menor é o calibre maior é a sua recuperação por arrastamento. Porém, relativamente à flutuação verdadeira e admitindo que as bolhas estão completamente ou parcialmente cobertas por partículas hidrófobas, a massa transportada é directamente proporcional ao calibre das partículas. Então, a massa de partículas finas carreadas até à espuma por unidade de tempo é menor que o observado para as partículas de maior tamanho. Todavia este comportamento não explica só por si os maus resultados na flutuação das partículas ultrafinas, pois normalmente as bolhas não chegam à espuma completamente cobertas por partículas, o seu tempo de residência na polpa é muito maior que o tempo necessário à ocorrência de ligação e como é muito pequena a probabilidade de desligação dessas partículas finas, então a sua baixa recuperação não pode ser devida exclusivamente à menor capacidade de transporte de partículas ultrafinas pelas bolhas. Se assim fosse, bastaria aumentar o tempo de flutuação, com óbvias penalizações da qualidade do flutuado, de modo a possibilitar-se a levitação de todas as partículas hidrófobas.

8.11.5.4 - Comportamento das partículas na espuma

Relativamente à influência do calibre das partículas na zona da espuma, constata-se que, como as partículas mais finas conduzem a agregados partículas-bolhas bastante estáveis, é natural que a sua drenagem seja inferior à drenagem das partículas mais grosseiras. Já no que se refere ao material arrastado, as partículas mais finas quando em presença de espuma bastante estável, poderão ser mais facilmente drenadas, pois elas fluem mais facilmente entre as bolhas, ao contrário das grosseiras que ficam aí aprisionadas. Todavia, uma vez que a flutuação verdadeira, constitui a principal modalidade contribuinte para a recuperação, a fina granulometria não parece afectar negativamente os fenómenos de drenagem ocorridos na espuma, de modo a explicar as suas baixas recuperações.

Resumidamente, pode concluir-se que as menores recuperações das partículas ultrafinas, deverão estar relacionadas com os fenómenos de colisão e com os aspectos químicos que afectam a selectividade e a intensidade das reacções exigidas para preparar a superfície das partículas a flutuar.

8.11.6 - Métodos visando a melhoria da flutuação das partículas finas

Perante os maus resultados na flutuação das partículas ultrafinas, não só devido à dificuldade de promover a sua flutuação, mas também devido à obtenção de separações pouco selectivas, têm sido apontados alguns métodos tendentes a melhorar os resultados. De um modo geral, estes métodos têm como objectivo aumentar a probabilidade de colisão entre as partículas e as bolhas e, uma vez que o arrastamento é proporcional à recuperação da água de alimentação, alguns deles têm por objectivo fazer diminuir a recuperação desta recuperação, conduzindo assim a menores recuperações por arrastamento e por conseguinte a separações mais selectivas. Dentro dos métodos acabados de referir, mencionam-se cinco tipos distintos. Um primeiro grupo de métodos baseia-se no aumento da probabilidade de colisão entre as partículas e as bolhas através do aumento do calibre das partículas promovido por agregação. Destes métodos salientam-se:

8.11.6.1 - Adição de óleos neutros

A recuperação de alguns finos aumenta quando se adiciona o respectivo colector conjuntamente com óleos neutros. Este método é designado por flutuação em emulsão ou flutuação por aglomeração e consiste na formação de pequenos agregados em torno das gotas de óleo, aumentando-se assim o tamanho efectivo das partículas. O óleo ou faz aumentar a taxa de flutuação dos finos ou então diminui os efeitos nefastos das partículas finas na flutuação das partículas grosseiras. A vantagem da utilização do óleo pode residir no aumento do momento de impacto das gotas de óleo. Todavia, tem a desvantagem de conduzir a elevado consumo de reagente e de apresentar menor selectividade.

8.11.6.2 - Ultraflutuação ou flutuação por carreadores

Esta metodologia consiste na utilização de uma substância hidrófoba de maior granulometria que irá servir de carreadora dos minerais finos a flutuar. Por exemplo no tratamento de caulino, com vista à eliminação de anatase, é possível a utilização de calcite, que funciona como carreadora das partículas de anatase. Assim, as partículas ultrafinas de anatase ligam-se às partículas grosseiras de calcite, que por sua vez facilmente colidem com as bolhas, ligando-se a estas, sendo depois levitadas pelas bolhas de ar até à zona da espuma. Esta metodologia apresenta como principal desvantagem, o elevado consumo de reagente e a impossibilidade da recuperação da substância carreadora, encarecendo assim o processo de flutuação.

8.11.6.3 - Flutuação por flocos

Se a flutuação das partículas finas falha porque as partículas apresentam pequeno tamanho, então o aumento do seu tamanho, provocado pela sua agregação, faz aumentar a probabilidade de colisão e o momento de impacto, promovendo assim a melhoria dos resultados obtidos. Para que isto suceda é necessário promover a formação dos flocos das partículas a flutuar e que estes apresentem a mesma hidrofobicidade das partículas individuais. Estes podem ser originados pela adição de determinados reagentes, por coagulação electrolítica ou pela utilização de polímeros solúveis.

Esta metodologia, baseada na prévia formação dos agregados de partículas hidrófobas a flutuar, conduz de facto ao aumento da probabilidade de flutuação, aumentando-se assim a recuperação. Porém, estes métodos não resolvem o problema da pouca selectividade da flutuação, pois as partículas finas e hidrófilas continuam a ser facilmente arrastadas, contaminando fortemente o flutuado. Este problema só poderia ser resolvido, usando a mesma metodologia para as partículas finas hidrófilas, promovendo-se a sua agregação, de modo a dificultar o seu arrastamento. Na tabela 8.5 apresentam-se as recuperações de alguns minerais obtidas pela flutuação tradicional e pela flutuação baseada na formação de agregados. Da observação desta tabela constata-se que, com excepção do minério de antimónio, a flutuação efectuada com as partículas floculadas conduz a flutuados de maior teor e conduz também a maiores recuperações.

Tabela 8.5 - Comparação da flutuação convencional e a flutuação com base na agregação das partículas (dados de Hu et al., 1987 e 1988).

Minério		Flutuação convencional			Flutuação por flocos		
		Teor al. (%)	Teor conc. (%)	Recuper. (%)	Teor al. (%)	Teor conc. (%)	Recuper. (%)
Volframite	WO_3	0.30	21.84	44.18	0.31	28.13	59.10
Sulfuretos complexos oxidados de Pb-Zn	Pb Zn	3.24 5.55	5.20 10.10	85.40 96.71	3.24 5.53	10.33 20.95	94.20 98.15
Malaquite	Cu	2.94	7.60	62.95	2.94	20.76	91.43
Cassiterite	Sn	0.42	0.59	63.98	0.42	2.76	57.45
Min. Complexo de Fe (hematite)	Fe	34.50	61.23	82.30	34.50	65.60	87.93
Minério de Fe	Fe	18.70	20.75	84.60	18.70	22.77	86.51
Antimónio (flutuação da estibina e depressão da arsenopirite)	Sb As	6.22 0.58	57.48 2.74	91.20 -	6.53 0.52	56.63 0.35	94.50 -
Sulfuretos de cobre oxidados	Cu	2.30	15.00	35.00	2.03	24.94	81.21

O segundo conjunto de métodos baseia-se na alteração das condições operatórias, mantendo as partículas o seu calibre original, visando o aumento da probabilidade de colisão entre as partículas e as bolhas.

8.11.6.4 - Redução do tamanho das bolhas

O tamanho das bolhas a utilizar é condicionado pela massa das partículas, ou seja, ele depende da densidade e do tamanho das partículas. Obviamente que quando as partículas a flutuar apresentam pequena massa, é possível utilizar bolhas de pequeno tamanho, desde que tenham suficiente poder de levitação dessas partículas. Para uma determinada taxa de aeração a probabilidade de colisão entre as partículas e as bolhas aumenta com a diminuição do

tamanho das bolhas, pois quanto menor for o tamanho das bolhas maior será o seu número. Assim, a flutuação das partículas ultrafinas com bolhas de pequeno tamanho constitui uma das soluções para melhorar a sua recuperação.

8.11.6.5 - Flutuação separada das partículas ultrafinas

Normalmente o produto a beneficiar apresenta uma granulometria bastante heterogénea, coexistindo partículas finas, intermédias e de calibre grosseiro. Como as partículas finas apresentam menores velocidades de flutuação, é extremamente difícil na mesma operação de flutuação obter elevadas recuperações da fracção fina e simultaneamente obter elevada selectividade. Isto porque se se pretende obter flutuações selectivas, isto é baixa contribuição do arrastamento, o tempo de flutuação deve ser pequeno, conduzindo por este motivo a baixas recuperações fundamentalmente da fracção fina. Por outro lado se se pretende obter elevadas recuperações, o tempo de flutuação deve ser elevado para permitir a flutuação da fracção fina, conduzindo assim a elevadas contribuições do arrastamento. Deste modo, a solução será classificar o produto e tratar os finos isoladamente, perante condições operatórias diferentes, permitindo assim aumentar o tempo de flutuação no tratamento das partículas finas, de modo a melhorar a recuperação. Estes finos podem ser tratados em polpas mais diluídas, com vista a diminuir a contribuição do arrastamento e sob agitações mais intensas de modo a promover a colisão, penalizando-se no entanto a selectividade da separação.

O terceiro conjunto de métodos está relacionado com a potência, a selectividade e o ponto de adição dos colectores a utilizar.

8.11.6.6 - Adição do colector antes da moagem

Uma vez que as partículas ultrafinas apresentam elevadas velocidades de reacção, podendo durante o processo de moagem reagir com iões hidrófilos que possam existir, condicionando assim a sua posterior flutuação, então a adição do colector durante o processo de moagem elimina essa possibilidade, reagindo preferencialmente com o colector. Esta metodologia é inaplicável quando é necessário adicionar ordenadamente vários reagentes.

8.11.6.7 - Adição de colectores fortes

Tem-se verificado que a adição de colectores potentes conduz sobretudo ao aumento da recuperação das fracções mais grosseiras, significando que estas são mais sensíveis à variação das condições químicas. Todavia, mesmo que o uso desses colectores não conduza a aumentos significativos da taxa de flutuação dos finos, só o facto dele permitir aumentos da taxa de flutuação das partículas grosseiras, permite que se trabalhe com menores tempos de flutuação, diminuindo-se assim a recuperação por arrastamento.

8.11.6.8 – Utilização de vácuo ou de ultrassons

O quarto conjunto de métodos, consiste também na promoção de um mecanismo de colisão entre as partículas e as bolhas, diferente do usado na flutuação clássica. Consiste na promoção da flutuação pela utilização de **vácuo ou de ultrassons**, nos quais o gás dissolvido é precipitado sobre as partículas a flutuar, tornando-as mais hidrófobas, servindo essas

pequenas bolhas de pontes de ligação com as bolhas de ar injectado. Stuart et al. (1986) constataram que num processo de flutuação a recuperação das partículas finas aumentava quando a polpa era sujeita a um campo de ultrassons, tendo verificado que a recuperação das partículas finas, com calibre inferior a 20 μm, aumentava com o aumento da intensidade dos ultrassons aplicados, sendo no entanto muito pequena a influência dos ultrassons na flutuação das partículas grosseiras. Pensou-se inicialmente que aquela melhoria da recuperação das partículas finas fosse resultado do aumento da temperatura da polpa, causada pela aplicação dos ultrassons, ou então da possibilidade de fragmentação das partículas, sendo as partículas mais finas mais facilmente arrastadas. Havia também a possibilidade da aplicação dos ultrassons alterar as propriedades da superfície das partículas. Porém, o estudo do ângulo de contacto, antes e depois da aplicação dos ultrassons, veio contrariar essas possibilidades, concluindo-se então que o aumento da recuperação das partículas finas se devia de facto ao efeito real dos ultrassons. Quando um som passa através de um líquido, geram-se localmente regimes de alta e baixa pressão, podendo ocorrer fenómenos de ebulição e de cavitação. À temperatura ambiente e à pressão atmosférica existem cerca de 20 ml de ar numa solução aquosa. Então com a passagem da zona de rarefacção através do líquido, causada pela aplicação dos ultrassons, o ar dissolvido precipita sob a forma de microbolhas sobre as partículas hidrófobas, aumentando assim a sua hidrofobicidade e obviamente também a sua recuperação.

Refira-se que a aplicação isolada de ultrassons, sem que se adicione ar à polpa, não conduz à flutuação. Assim, apenas a presença das microbolhas originadas do ar dissolvido no líquido, não basta para aumentar a recuperação na flutuação, pois essas bolhas não têm suficiente poder de levitação. Deste modo, a interacção entre os agregados microbolhas-partículas e as macrobolhas adicionadas constituem a explicação para a melhoria da recuperação com a utilização de ultrassons. Apesar da melhoria dos resultados obtidos na flutuação dos finos, a aplicação de ultrassons na indústria é pouco provável, pois esta técnica mostra-se extremamente onerosa.

8.11.6.9 - Coluna de flutuação

Ao contrário dos métodos apresentados, que têm por objectivo promover a recuperação das partículas finas, sem terem a preocupação da diminuição da recuperação por arrastamento das partículas finas de ganga, o quinto método tem como preocupação principal promover a diminuição do arrastamento das partículas finas. Uma vez que o arrastamento é proporcional à quantidade de água da alimentação recuperada, a diminuição da recuperação desta água conduz obviamente à diminuição da recuperação por arrastamento. Isto pode ser conseguido através da escolha de um espumante que possibilite a drenagem do material fino arrastado, sem prejuízo da recuperação verdadeira. A utilização de uma polpa bastante diluída também conduz à diminuição dos fenómenos de arrastamento, melhorando-se assim a selectividade do processo de flutuação. Tal como foi referido anteriormente, se conseguir a agregação das partículas hidrófilas, estas serão mais dificilmente arrastadas, originando assim flutuados mais puros.

A diminuição da recuperação da água da alimentação é conseguida fundamentalmente na **coluna de flutuação.** De facto, como aqui a altura de espuma é elevada, conduzindo a

elevados tempos de residência das partículas na zona da espuma e simultaneamente possibilitando a injecção de água de lavagem, estas duas características permitem a diminuição da recuperação da água da alimentação, diminuindo-se assim a recuperação por arrastamento.
Referiu-se anteriormente que a recuperação das partículas finas é condicionada fundamentalmente pela sua baixa probabilidade de colisão com as bolhas, não sendo o seu grau de hidrofobicidade o factor condicionador da sua baixa recuperação. Assim, para se obterem elevadas recuperações são necessários elevados tempos de flutuação, aumentando-se a probabilidade de colisão. Todavia, esta solução conduz a arrastamentos intensos. No entanto, como a coluna de flutuação permite trabalhar com a injecção de água de lavagem, então é óbvio que este aparelho conduz a melhores resultados que a célula tradicional. A coluna apresenta também a vantagem de permitir trabalhar com bolhas extremamente pequenas, o que favorece a colisão com as partículas finas. A principal desvantagem da coluna relativamente à célula tradicional, resulta do facto de em meios calmos a probabilidade de colisão entre as partículas finas e as bolhas ser inferior à observada para meios com alguma agitação (Sivamohan, 1990).

Para além destes modos de actuar no processo de flutuação das partículas finas, com vista à melhoria dos resultados obtidos, desenvolveram-se recentemente processos de separação magnética em alto campo e por via húmida e processos de concentração gravítica. Na figura 8.19 apresentam-se as soluções possíveis de modo a recuperar selectivamente as partículas finas.

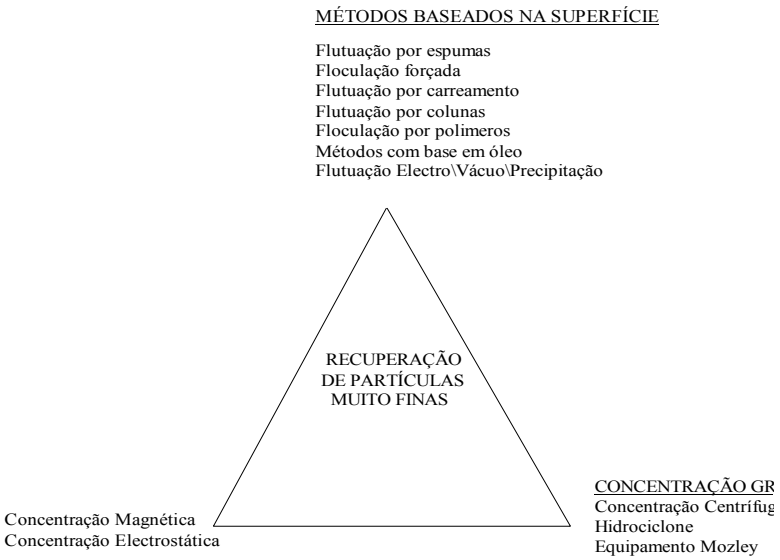


Figura 8.19 - Possíveis métodos para a recuperação de partículas finas (Sivamohan, 1990).

8.12 - Estabilidade dos agregados partículas-bolhas

Com o objectivo de compreender o mecanismo de desagregação e drenagem ocorridos durante o processo de flutuação, nomeadamente na zona da polpa e na zona da espuma numa coluna de flutuação, Schulze (1977, 1982, 1984) e Falutsu (1994) realizaram estudos teóricos acerca da estabilidade e das forças actuantes nos agregados partículas-bolha. Assim, segundo estes autores, as forças actuantes sobre os agregados partículas-bolha numa célula, responsáveis pela sua manutenção ou pela sua destruição, são as seguintes:

- força de gravidade;
- levitação estática da parte imersa;
- pressão hidrostática da coluna de líquido em contacto com a bolha;
- força capilar das três fases na direcção vertical oposta ao campo de forças;
- forças de desagregação adicional;
- pressão capilar do gás no interior da bolha.

As forças 2 e 4 são forças que contribuem para a manutenção do agregado, as outras são forças destrutivas, agindo portanto no sentido da destruição daqueles agregados. Deve ter-se em consideração que as condições numa coluna são mais simples que numa célula, pois não existe agitação, sendo os escoamentos laminares, havendo também adição continua de água de lavagem tornando a espuma mais homogénea.

Na figura 8.20 estão representados sete situações em que pode ocorrer a destruição dos agregados partículas-bolha (Falutsu, 1994). São elas:

a) durante a subida da bolha mineralizada;
b) sob a acção de escoamentos descendentes de polpa ou água;
c) durante o deslizamento de uma partícula ao longo da bolha;
d) após a mudança de trajectória;
e) impacto e atrito de uma partícula com uma bolha mineralizada;
f) colisão de uma partícula com um obstáculo;
g) oscilação das paredes da bolha;

Para o estudo dos fenómenos de desagregação e drenagem operadas na espuma só alguns destes casos é que apresentam interesse. Aqueles autores concluem que o escoamento da polpa e da água de biés, ao longo dos canais dos agregados partículas-bolhas, provoca forças de arrastamento descendentes que tendem a provocar a desagregação. Porém, em condições normais, aquelas forças são incapazes de conduzir à destruição dos agregados. Também concluem que o deslizamento das partículas ao longo das bolhas é incapaz de provocar a desagregação das partículas na espuma.

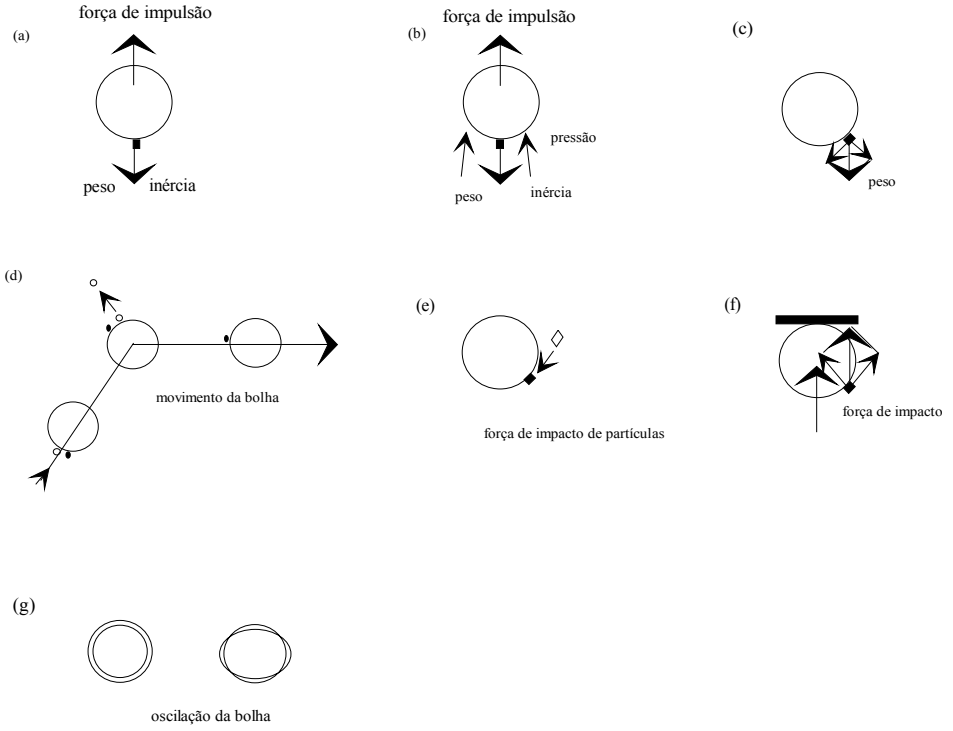


Figura 8.20 - Mecanismos responsáveis pela desligação das partículas das bolhas (de Falutsu, 1994).

Quando as bolhas chegam à interface polpa-espuma sofrem fortes desacelerações, ocorrendo elevadas variações da sua energia cinética. Este fenómeno pode conduzir à desagregação das partículas. A oscilação das bolhas pode constituir um dos principais motivos para a ocorrência da desagregação das partículas. Ela pode ocorrer por exemplo quando as bolhas sofrem grandes desacelerações ou quando chocam com partículas de elevado calibre. Na figura 8.21 representa-se, segundo Schulze (1984), o resultado da colisão entre uma bolha gasosa carregada de partículas, com movimento ascendente, e uma partícula de galena com um diâmetro de 500 μm, com movimento descendente. Verifica-se que deste choque resulta a desagregação de algumas das partículas levitadas, sendo a oscilação da bolha o principal motivo para a perda de algumas partículas.

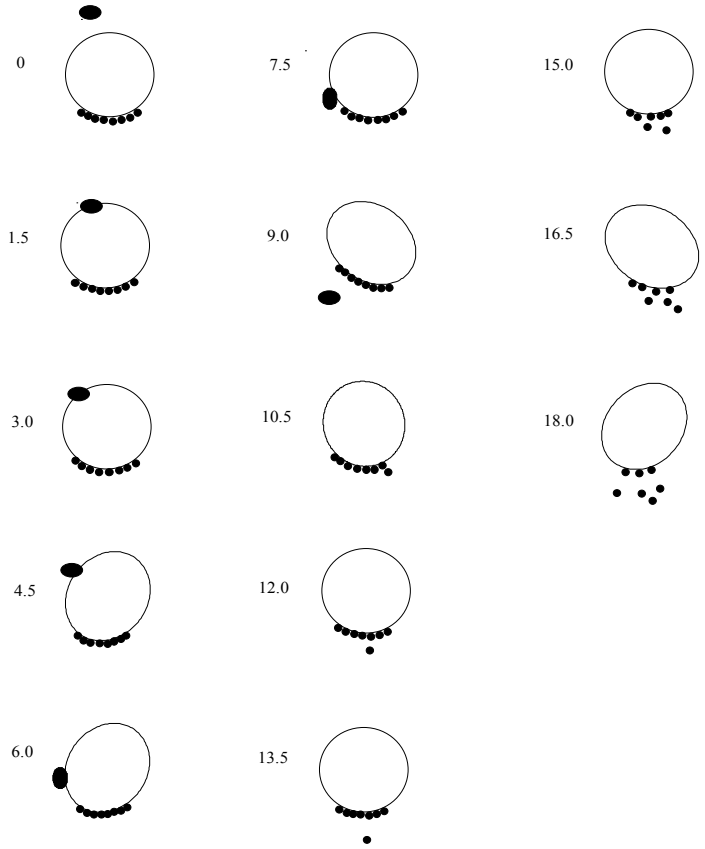


Figura 8.21 - Colisão entre uma bolha mineralizada e uma partícula de galena com um calibre de 500 μm e evolução do agregado ao longo do tempo -ms- (Schulze, 1984).

Saliente-se que a vibração facilita o aparecimento do fenómeno de coalescência na espuma, também ele favorável à intensificação do fenómeno de drenagem. Relativamente à possibilidade de ocorrer religação das partículas às bolhas na zona da espuma, existem diversas especulações a este respeito, no entanto conclui-se de um modo geral que ela não ocorre. De facto, apesar de na zona da espuma os tempos de contacto partículas-bolhas serem muito superiores aos verificados na zona da polpa, segundo Falutsu (1994) eles são cerca de 10-100 vezes maiores, a pressão que as partículas exercem sobre as bolhas são demasiado pequenas para promover a ruptura do filme de líquido que a envolve e provocar a consequente ligação. Por outro lado, ao longo da subida as bolhas vão aumentando de tamanho e ocorre o fenómeno de coalescência, ocorrendo também a sua deformação que faz aumentar a sua vibração. Esta característica faz com que quando as partículas colidem com as bolhas sejam facilmente repelidas. Falutsu e Dobby (1992) verificaram que numa coluna o grau de cobertura das bolhas, 30 cm abaixo da interface polpa-espuma, era semelhante ao observado ao longo de cerca de 1 metro de altura da espuma, significando isto que na zona da espuma não ocorre a ligação das partículas às bolhas.

Feteris et al. (1987), combinaram o modelo cinético de duas fases com o modelo probabilístico com vista à análise da relação existente entre o coeficiente da taxa de flutuação total e a probabilidade de sobrevivência dos agregados partículas-bolhas com a acção de

drenagem na zona da espuma, tendo para o efeito realizado ensaios de flutuação com um minério de galena para diferentes alturas de espuma. Verificaram que a probabilidade de sobrevivência daqueles agregados diminui linearmente com o aumento da altura de espuma, isto é, a probabilidade de drenagem ocorrida na espuma aumenta linearmente com a altura da espuma. Porém, é suposto que esta relação só é válida para espumas pouco profundas, onde é válida a hipótese de misturador perfeito. Outros trabalhos (Moys, 1978, Ross, 1990,1991, Falutsu e Dobby, 1989), realizados para elevadas alturas de espuma, verificaram uma diminuição exponencial da recuperação com o aumento da altura de espuma.

8.13 - A espuma

Referiu-se anteriormente que para ocorrer flutuação é necessário que as partículas sejam carreadas pelas bolhas desde a polpa até à espuma e que depois devem sair desta zona por transbordo ou serem aí recolhidas. Assim, apesar da separação entre as partículas hidrófobas e as partículas hidrófilas ocorrer na zona da polpa (zona de colecção), os fenómenos de drenagem, que ocorrem na zona da espuma, também contribuem para o aumento da selectividade do processo de flutuação. Para que isto suceda a espuma deve ter uma estabilidade e uma altura que permitam que as partículas flutuadas não afundem na polpa, permitindo simultaneamente que o material para aí transferido por arrastamento seja drenado. A espuma deve ter uma estabilidade tal que deve "morrer" logo que seja retirada da célula ou da coluna de flutuação, mas no aparelho de flutuação ela deve contribuir para a separação pretendida. Espumas instáveis são aquelas que continuamente rebentam por acção da drenagem do líquido existente entre as bolhas e espumas estáveis são aquelas que algum tempo após a sua remoção ainda persistem, mesmo na ausência de qualquer agitação. Para alterar a estabilidade da espuma adiciona-se um reagente designado por espumante que tem por objectivo a obtenção de espuma com a estabilidade adequada ao trabalho pretendido. Também alguns dos outros reagentes, nomeadamente alguns colectores e activadores, podem influenciar o tipo de espuma formada. Todavia, é conveniente que cada reagente adicionado tenha um objectivo específico e restrito, pois só assim é possível controlar adequadamente todas as varáveis condicionadoras do processo de flutuação.

Para além do tipo e concentração de reagentes, outros factores influenciam as propriedades da espuma, nomeadamente a natureza do produto a tratar, granulometria, densidade e forma das partículas e grau de hidrofobicidade.

Os fenómenos de coalescência, característica que as bolhas apresentam de, na zona da espuma, se unirem resultando na formação de bolhas maiores, com a consequente diminuição da área específica, contribuem para a selectividade e separação operada na zona da espuma. Quando as bolhas chegam a esta zona com elevada percentagem de área coberta por partículas hidrófobas, como resultado da coalescência, as partículas mais debilmente ligadas são rejeitadas e drenadas para a zona da polpa. O fenómeno de coalescência deve ocorrer com uma intensidade que depende do grau de cobertura das bolhas e da altura da espuma. Quando as bolhas chegam à zona da espuma completamente cobertas por partículas hidrófobas, os fenómenos de coalescência não fazem aumentar a qualidade do flutuado, mantendo-se

constante o teor das substâncias hidrófobas ao longo da altura da espuma. King et al. (1974) apresentam em fotografia a evolução do grau de cobertura das bolhas ao longo da subida. Bolhas pequenas são rapidamente cobertas, podendo não ter capacidade de levitação, sobretudo para partículas de elevada massa.

8.13.1 - Espuma e sua dependência do aparelho de flutuação (célula e coluna)

Verificou-se que a fase da espuma tem por objectivo contribuir para a separação entre as substâncias hidrófobas e as substâncias hidrófilas, permitindo a retenção e recolha das substâncias hidrófobas e permitindo a drenagem e retorno à polpa do material arrastado. Referimos anteriormente que uma das principais características que distingue o funcionamento da coluna relativamente à célula é a possibilidade de na coluna se poder trabalhar com muito maiores alturas de espuma, podendo atingir 1 metro ou mais. Só este facto é já responsável pelo aumento do tempo de residência das partículas na zona da espuma o que se traduz na maior probabilidade de drenagem das partículas, fundamentalmente das partículas arrastadas. Esta característica, associada à utilização de água de lavagem, que acelera a drenagem da água da alimentação e das partículas arrastadas, explica o porquê das separações mais selectivas na coluna, fundamentalmente no tratamento de partículas de granulometria fina.
Sobretudo na coluna, onde a altura da espuma pode ser bastante grande, a estrutura da espuma varia desde a interface polpa-espuma até ao nível de descarga. Na zona mais profunda, ligeiramente acima da interface, é onde se faz sentir mais fortemente o fenómeno de coalescência, aumentando o tamanho das bolhas e aumentando também a percentagem de ar existente na espuma. Para as zonas superiores o fenómeno de coalescência continua a ocorrer, traduzindo-se no aumento do tamanho das bolhas e também no aumento gradual da percentagem de ar na espuma. Nas células mecânicas, pelo facto de não se utilizar água de lavagem, apresentam espumas com maior percentagem de ar. Isto significa que originam espuma mais fechada, mais compacta, dificultando a rejeição das partículas arrastadas. A estrutura mais aberta da espuma obtida na coluna facilita a drenagem das partículas arrastadas, tendo-se verificado que na coluna a espessura do filme de água entre as bolhas é cerca de quatro vezes maior que o observado na célula (Finch e Dobby, 1990).
A percentagem de ar existente na espuma, propriedade que traduz o grau de mobilidade da espuma, depende de vários factores, como por exemplo da taxa de aeração, da taxa de adição de espumante, do tamanho das bolhas e da taxa da água de lavagem. Se a taxa de aeração aumenta, então também aumenta a taxa de arrastamento desde a polpa até à espuma, donde aumenta também a percentagem de polpa existente na espuma, isto é, diminui a percentagem de ar existente na espuma, tendo no entanto aumentado a percentagem de ar existente na zona da polpa. Assim, se a taxa de aeração é elevada deve-se trabalhar com elevada altura de espuma de modo a possibilitar-se a drenagem de toda a polpa arrastada. O efeito do aumento da concentração de espumante é semelhante ao efeito da taxa de aeração, na medida em que o aumento da concentração de espumante provoca a diminuição do tamanho das bolhas, isto é, a sua velocidade de subida é menor, logo é maior a percentagem de ar na zona de colecção. Por

outro lado, a diminuição do tamanho das bolhas faz aumentar a sua superfície específica, donde mais polpa é arrastada para a zona da espuma, resultando a diminuição da percentagem de ar existente nesta zona. O tamanho das bolhas depende não só do tipo e concentração do espumante, mas também da taxa de aeração, do tipo de minério e do seu calibre, da viscosidade e da temperatura da polpa, do tipo de colector e sua concentração (O´Connor et al. 1990, Wilson e Frew, 1986).
O aumento da água de lavagem conduz à diminuição da percentagem de ar existente na espuma. Verifica-se também a alteração do perfil que representa a variação da percentagem de ar na espuma ao longo da altura da espuma. Para uma elevada taxa de água de lavagem, a percentagem de ar existente na espuma aumenta rapidamente próximo da interface polpa-espuma e é praticamente constante ao longo da restante altura de espuma. Assim, como o objectivo da utilização da água de lavagem é provocar a diminuição da recuperação da polpa arrastada, o aumento da quantidade de água de lavagem, leva à diminuição da quantidade de água da alimentação existente na espuma. Porém, verifica-se que para elevadas taxas de adição de água de lavagem, devido à agitação criada na espuma, aumenta a quantidade de água da alimentação recolhida no flutuado e, obviamente, aumenta também a quantidade de material arrastado aí recolhido. Assim, existe uma quantidade ideal de água de lavagem a adicionar, que Finch e Dobby (1990) consideram ser a menor possível desde que garanta que a taxa de biés seja positiva e que portanto não chegue água da alimentação à zona de recolha do flutuado. Elevada taxa de queda da água de drenagem provoca a mistura e escoamento entre bolhas ao longo da espuma, sendo portanto constante a percentagem de ar existente na espuma. Este fenómeno pode ter efeitos nocivos na separação a decorrer na zona da espuma, não só porque diminui a estabilidade na espuma, mas também porque faz diminuir o tempo de residência das partículas na espuma, arrastando-as para a zona de colecção.

8.13.2 - Factores influentes na estabilidade da espuma

Foi referido anteriormente que a estabilidade da espuma e consequentemente os fenómenos ocorridos naquela zona dependem de vários factores. De seguida analisa-se, com algum detalhe e com base em dados experimentais colhidos por alguns investigadores, as principais variáveis controladoras da estabilidade da espuma e obviamente dos fenómenos de drenagem ocorridos na zona da espuma.

8.13.2.1 - Tipo e concentração de espumante

As bolhas são concerteza um dos aspectos físicos mais importantes no processo de separação por flutuação, constituindo o coração do processo de flutuação. As bolhas produzidas na água ou numa suspensão de partículas sólidas são instáveis e apresentam tamanhos heterogéneos. Assim, a adição do espumante tem por objectivo a obtenção de bolhas suficientemente estáveis, originando agregados partículas-bolhas estáveis e simultaneamente a obtenção de uma espuma com a estabilidade pretendida. De um modo geral, quando num processo de

flutuação não é adicionado qualquer reagente com propriedades espumantes, a espuma formada é débil, sendo pequena a recuperação.

Klimpel e Isherwood (1991) afirmam que o espumante deve condicionar a espessura do filme de líquido rigidamente ligado às bolhas. Esta espessura deve ser tal que permita que, aquando da colisão entre as partículas e as bolhas, ocorra a ligação durante o tempo de contacto e que essa ligação depois de efectivada seja suficientemente estável para que os agregados formados não sejam destruídos.

As principais características que um espumante deve possuir são as seguintes: fornecer uma espuma com estabilidade adequada à função a exercer, permitindo a drenagem do material arrastado de modo a ocorrer na espuma a separação das substâncias hidrófobas das hidrófilas; após a remoção da espuma esta deve rebentar; não deve ter propriedades colectoras; deve apresentar baixa sensibilidade à variação do pH e a sais dissolvidos; deve ser facilmente disperso no meio aquoso e, obviamente, deve ser barato e abundante no mercado. A presença do espumante é responsável por: promover o aumento da espuma formada; o aumento da dispersão das bolhas de ar; diminuição do tamanho das bolhas e a consequente diminuição da velocidade de subida das bolhas (efeito importante sobretudo na coluna), aumentando assim o seu tempo de residência na zona da polpa; redução da coalescência na zona da polpa e da espuma. Assim, pode-se dizer que a utilização de espumante também conduz ao aumento da probabilidade de contacto entre as partículas e as bolhas, ou seja, conduz ao aumento da taxa de flutuação. Todavia isto nem sempre corresponde à verdade, pois na flutuação de uma substância de elevada densidade e elevado calibre, a diminuição acentuada do tamanho das bolhas pode causar a diminuição da recuperação, na medida em que as bolhas passam a ter baixo poder de levitação.

A estabilidade da espuma depende da quantidade de espumante adicionado, para baixas quantidades a espuma apresenta pequena estabilidade, tende facilmente a colapsar e é responsável por fortes drenagens. Se a quantidade de espumante adicionada é elevada ocorre precisamente o contrário. De um modo geral o efeito do aumento da quantidade de espumante adicionado é semelhante ao efeito causado pela diminuição da altura da espuma, na medida em que ambos provocam um aumento da taxa de recuperação de água pelo flutuado. Esta semelhança de resultados aplica-se sobretudo ao comportamento das substâncias hidrófilas, pois a alteração da concentração de espumante para além de alterar a estabilidade da espuma, afecta também o tamanho das bolhas, condicionando portanto também os fenómenos de colisão e agregação ocorridos na zona da polpa. Já a alteração da altura da espuma somente condiciona os fenómenos ocorridos na zona da espuma. Numa lavaria industrial a alteração de uma daquelas duas variáveis tem implicações práticas diferentes. De facto, se a alteração da altura da espuma só tem implicações naquela máquina, a alteração da quantidade de espumante adicionada afecta também o comportamento em posteriores estágios de flutuação.

O tipo e concentração de espumante influenciam não só os fenómenos ocorridos na zona da espuma mas também os fenómenos ocorridos na zona de colecção, pois condiciona o tipo de bolhas formadas. Laplante et al. (1983,a) referem que a utilização de espumante provoca o aumento da recuperação porque ele é responsável pela diminuição do tamanho das bolhas de ar, com o consequente aumento do número de bolhas existentes, conduzindo ao aumento da probabilidade de colisão partículas-bolhas, aumentando assim a recuperação por acção da

flutuação verdadeira. Como a diminuição do tamanho das bolhas conduz ao aumento da área específica do ar, isto resulta no aumento dos fenómenos de arrastamento. Assim, o aumento da concentração de espumante, acompanhado da correspondente diminuição do tamanho das bolhas, provoca, de um modo geral, o aumento da recuperação, porque há simultaneamente o aumento da recuperação por acção da flutuação verdadeira e da flutuação falsa. Existem diversos estudos acerca da influência do tamanho das bolhas no processo de flutuação, Wheeler (1988) investigou a influência do tamanho das bolhas e do tamanho das partículas na flutuação da pirite e de um minério de carvão numa coluna. Trabalhou com diferentes tamanhos de bolhas, que variaram de 1 mm a 4.5 mm. Tendo vindo a constatar que, para a pirite, as bolhas com l mm de diâmetro conduziram às maiores recuperações, diminuindo a recuperação com o aumento do tamanho das bolhas. A diferença de valores da recuperação é maior para as fracções mais finas de pirite. Para o carvão observou também que o aumento do tamanho das bolhas conduziu à diminuição da recuperação, sendo no entanto essa diminuição mais acentuada para as fracções mais grosseiras. Isto verifica-se porque para as fracções finas, inferiores a 44 μm, as recuperações são bastante baixas, qualquer que seja o tamanho das bolhas. A diminuição da recuperação com o aumento do tamanho das bolhas, está não só relacionada com a diminuição da área específica das bolhas, mas também com o facto das bolhas de maior tamanho subirem com maior velocidade ao longo da coluna e de apresentarem um comportamento mais frágil, podendo colapsar mais facilmente.
O tamanho das bolhas para além de influenciar a recuperação, também influencia a selectividade do processo de flutuação. Szatkowski e Freyberger (1988) verificaram que a diminuição do tamanho das bolhas conduz ao aumento da recuperação, sendo máxima a taxa de flutuação para o tamanho mínimo das bolhas desde que estas tenham suficiente poder de levitação. A máxima selectividade é conseguida quando se trabalha com bolhas cujo diâmetro é o maior possível desde que elas cheguem à zona da espuma completamente cobertas por partículas hidrófobas.

A escolha do espumante para um dado minério-colector coloca sempre alguns problemas dada a pouca informação acerca do desempenho do espumante para cada caso particular. Subrahmanyam e Forssberg (1988) realizaram estudos sobre a influência do tipo e concentração de espumante e do calibre das partículas na recuperação por arrastamento. Para o efeito fizeram alguns ensaios sobre um minério de cobre e sobre um minério de chumbo-zinco, tendo utilizado quatro tipos de espumantes (óleo de pinho, MIBC, trietoxibutano e polipropilenoglicol) e tendo também determinado para cada caso a contribuição da flutuação verdadeira e da flutuação falsa usando o método de Trahar (1976). Na flutuação daqueles dois tipos de minérios obtiveram espumas com características diferentes. No tratamento do minério de chumbo-zinco houve formação de espuma estável, fechada, favorável a elevadas recuperações e no minério de cobre obtiveram espuma aberta, pouco consistente. Este comportamento deveu-se ao facto de na flutuação do minério de chumbo-zinco a presença de partículas finas de quartzo provocar o aumento da estabilidade da espuma. No minério de cobre a presença de grafite promoveu a desestabilização da espuma, consequência do aparecimento de fenómenos de coalescência, responsáveis pelo aumento dos fenómenos de drenagem.

Observou-se que para elevadas concentrações de espumante a recuperação de água é elevada, sendo portanto também elevada a recuperação por arrastamento, e que para os quatro tipos de espumante é semelhante a relação entre a recuperação de sólidos e a recuperação de água. No entanto, as menores recuperações por arrastamento das partículas e da água obtêm-se quando se utiliza o óleo de pinho, consequência da menor estabilidade da espuma produzida por este espumante, responsável portanto pelo aparecimento de fenómenos de drenagem mais intensos.

A estabilidade da espuma pode ser afectada não só pelo tipo e concentração de espumante e pelo tipo e granulometria das partículas, mas também pelos outros tipos de reagentes utilizados. Os ácidos gordos, os sulfunatos e as aminas colectoras conduzem ao aparecimento de espuma com textura fechada, compacta, difícil de desintegrar, mesmo através da utilização de jactos de água. Por exemplo Espinosa-Gomez et al. (1988) verificaram que a utilização de ácido gordo com concentrações superiores a 30-40 ppm conduz ao colapso da espuma qualquer que seja o tipo de espumante usado.

A interacção espumante-colector e os seus efeitos na flutuação têm sido objecto de alguns estudos. No entanto, dada a importância deste fenómeno os estudos realizados sobre esta matéria são escassos, sendo pouca a informação sobre a combinação do tipo de espumante a utilizar mediante a utilização de um dado colector. Malysa et al. (1981,1982) efectuaram investigações relativas aos fenómenos da ligação, estabilidade dos agregados e estabilidade da espuma. Estes autores verificaram que o espumante (óleo de pinho), apresenta propriedades colectoras sobre a calcocite e o quartzo. A comparação dos resultados da recuperação daqueles dois minerais efectuada na presença daquele espumante, e na ausência e presença de colector (KEX), indica a ocorrência de interacção espumante-colector durante a formação dos agregados partículas de calcocite-bolhas, sendo esta interacção mais intensa para baixas concentrações de espumante e para elevados tempos de condicionamento. Porém, não se verifica qualquer interacção entre aqueles reagentes na flutuação do quartzo.

8.13.2.2 - Calibre e grau de hidrofobicidade das partículas

O tamanho e o grau de hidrofobicidade das partículas são aspectos de extrema importância na flutuação, não só porque afectam os fenómenos que ocorrem na polpa, mas também porque influenciam a estabilidade da espuma. Os estudos existentes demonstram que algumas partículas têm um efeito de estabilização das espumas enquanto outras têm o efeito de desestabilização. Estas diferentes conclusões, obtidas para diferentes tipos de minerais, devem-se provavelmente ao facto dos minerais apresentarem diferentes graus de hidrofobicidade e/ou por serem usadas concentrações diferentes.

Considere-se uma partícula sólida de diâmetro (d_p) que apresente um ângulo de contacto, β, com a interface ar-água, isto é, com a superfície da bolha (figura 8.22a).

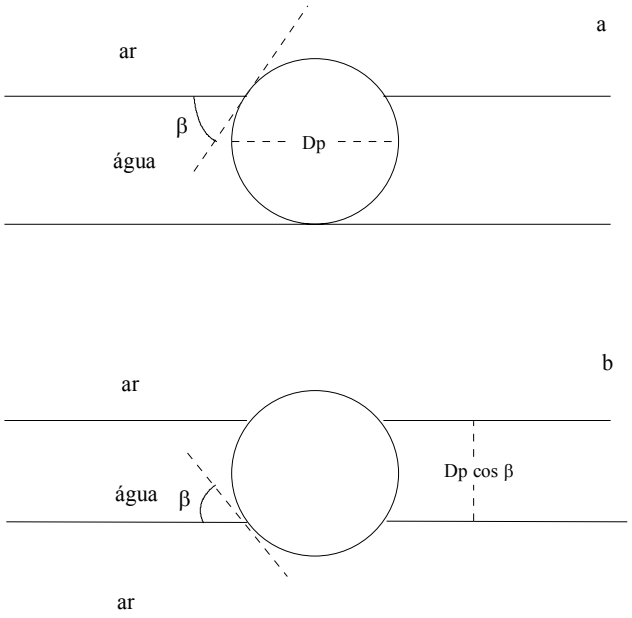


Figura 8.22 - Indução por duas partículas hidrófobas do fenómeno de coalescência de duas bolhas (Dippenaar, 1982).

A espessura do filme de líquido existente em torno das partículas é igual a: $d_p \times cos\,\beta$. Se esta espessura é inferior à espessura da ruptura crítica, as partículas ligadas às bolhas podem causar a ruptura do filme, provocando obviamente a instabilidade da espuma. Desta expressão pode concluir-se que partículas com elevada hidrofobicidade, com β superior a 90º, causam a ruptura do filme, originando espumas instáveis, qualquer que seja o seu calibre. Partículas de baixa hidrofobicidade (β = 0º) promovem a estabilidade do filme, ou seja provocam o aparecimento de espuma estável. A análise daquela figura leva a concluir que, para as partículas hidrófobas, o aumento do seu calibre provoca o aparecimento de espumas mais estáveis, pois o filme de água rigidamente ligado às bolhas é mais espesso.

A relação existente entre a possibilidade de rompimento da película de água ligada às bolhas, o calibre e o grau de hidrofobicidade das partículas anteriormente referido é também condicionada pelo grau de cobertura das bolhas pelas partículas hidrófobas. Na figura 8.23 está representada, segundo Finch e Dobby (1990) a influência do grau de cobertura das bolhas, do calibre das partículas e do grau de hidrofobicidade na estabilidade da espuma. Da análise desta figura concluímos que bolhas completamente carregadas de material, conduzem à formação de espuma estável, pois as partículas ligadas às bolhas fazem a obstrução dos canais entre-bolhas, originando o aumento da viscosidade e o aprisionamento da polpa para aí arrastada. No entanto, o aumento do grau de hidrofobicidade das partículas conduz à desestabilização da espuma, aumentando a instabilidade com a diminuição do calibre das partículas. O colapso da espuma quando as partículas são muito hidrófobas e as bolhas chegam à zona da espuma completamente carregadas, pode ser atenuado através da adição de espumante na água de lavagem aquando do trabalho em coluna. Também Johansson e Pugh (1992) verificaram que quanto maior é o grau de hidrofobicidade das partículas maior é a sua influência na estabilidade da espuma e que o seu grau de influência depende do calibre dessas

partículas e da sua concentração. As partículas hidrófobas de calibre grosseiro funcionam como pontes de ligação entre as bolhas, impedindo os fenómenos de coalescência.

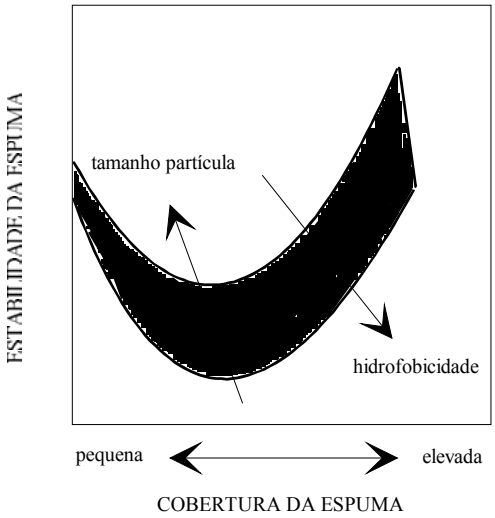


Figura 8.23 - Dependência da estabilidade da espuma do grau de cobertura das bolhas e do tamanho e hidrofobicidade das partículas (de Finch e Dobby, 1990).

Pode suceder que bolhas completamente carregadas por partículas hidrófobas de elevada densidade e calibre, conduzam ao aparecimento de espuma com densidade superior à densidade da polpa, originando o afundamento da espuma ou parte dela na polpa. Este fenómeno explica a razão do aumento da instabilidade da espuma com o aumento da percentagem de sólidos na alimentação Kosich et al. (1988).

Para além do grau de hidrofobicidade e do calibre das partículas também a rugosidade e a forma das partículas pode influenciar a estabilidade da espuma (Dippenaar, 1982, I, II). Este autor estudou a influência do tipo de mineral, da forma e do grau de hidrofobicidade no filme de água formado em torno da bolha de ar, tendo demonstrado a importância do ângulo de contacto, do tipo de mineral, da forma e da rugosidade das partículas no mecanismo de ruptura daquele filme de líquido, ou seja na estabilidade da espuma, pois esta está relacionada com a estabilidade daquele filme de líquido. Para o efeito realizou ensaios de flutuação com quartzo e galena, tendo concluído que a diminuição do calibre das partículas provocava a desestabilização da espuma. Verificou ainda que ângulos de contacto superiores a 90º são geralmente exigidos de modo a ocorrer a ruptura do filme de líquido. Porém, partículas com forma especial, podem causar a ruptura daquele filme mesmo tendo ângulo de contacto inferior a 90º.

Também Johansson e Pugh (1992), realizaram estudos sobre a influência do calibre e do grau de hidrofobicidade de partículas de quartzo na estabilidade da espuma, tendo para o efeito utilizado várias fracções granulométricas, fazendo variar o seu grau de flutuabilidade. Estes autores verificaram que a estabilidade da espuma é máxima, quando as partículas apresentam um grau médio de hidrofobicidade, correspondente a um ângulo de contacto de

aproximadamente 65º. As partículas com baixo grau de hidrofobicidade, ângulo de contacto inferior a 40º, influenciam muito pouco a estabilidade da espuma. Porém, as partículas com maior grau de hidrofobicidade, que penetram em maior profundidade o filme de líquido em torno da bolha, provocam a desestabilização da espuma. Observou-se também que as partículas mais finas conduzem a espumas mais estáveis.

A diluição da polpa e a concentração de partículas hidrófobas existentes na polpa também afecta a estrutura da espuma. Trabalhos realizados por Ross e Deventer (1990) permitiram verificar que quando é elevada a concentração de partículas hidrófobas na polpa, sendo portanto elevada a sua taxa de transferência para a espuma, conduz à formação de com elevada percentagem de sólidos, apresentando uma estrutura fechada. Polpas bastante diluídas conduzem a espumas abertas e móveis, resultado da elevada contribuição da água da polpa na espessura do filme de água em torno das bolhas, sendo pequena a viscosidade da polpa contida nesses filmes.

8.14 - Influência da estabilidade e da altura da espuma na flutuação

A estabilidade e a altura da espuma a utilizar depende do calibre e densidade das partículas a flutuar e do objectivo estratégico da unidade no diagrama de beneficiação. Perante partículas de fino calibre e pequena densidade deve-se trabalhar com espumas pouco estáveis, pois os agregados são normalmente mais estáveis e as partículas são também mais facilmente arrastadas e mais dificilmente drenadas. Assim, para se promover a drenagem das partículas finas arrastadas e obter flutuados de boa qualidade, sem se correr o risco da drenagem do material hidrófobo, deve-se trabalhar com espumas pouco estáveis de modo a possibilitar a drenagem das partículas finas fortemente arrastadas. Perante partículas de elevado calibre ou de elevada densidade, em que os agregados apresentam menor estabilidade, sendo portanto as partículas grosseiras flutuadas mais facilmente drenadas e sendo também menor o grau de arrastamento, deve-se trabalhar com espumas mais estáveis de modo a permitir apenas a drenagem do material arrastado e a retenção do material flutuado.
Perante uma unidade reclamadora, onde é produzido um afundado definitivo a rejeitar e um flutuado a retratar, o objectivo principal é obter elevadas recuperações, pois todas as partículas a recuperar e que saem pelo afundado são perdidas. Já nas células de apuramento, que fornecem um afundado a retratar e um flutuado que constitui o concentrado final, a preocupação principal deve ser a qualidade do flutuado, sendo secundária a recuperação obtida. Assim, nestes dois tipos de unidades, a estabilidade da espuma pode e deve ser diferente. Nas células reclamadoras deve-se trabalhar com espuma estável, pois a qualidade do flutuado é secundária sendo fundamental a recuperação, nas células apuradoras deve-se trabalhar com espuma pouco estável, pois a recuperação é secundária, promovendo-se assim a drenagem do material arrastado.
O que se disse relativamente à estabilidade da espuma aplica-se também à sua altura. Aumentando a altura da espuma aumenta o tempo de permanência do material na espuma aumentando portanto a probabilidade de drenagem, fundamentalmente das partículas

arrastadas, melhorando-se a selectividade da separação. Assim, pode afirmar-se que o aumento da altura da espuma conduz ao aumento do teor do flutuado e à diminuição da recuperação.

A flutuação é um processo complexo de beneficiação em que uma das suas duas fases, a zona da espuma, de extrema importância no sucesso da flutuação, não é suficientemente compreendida e daí que o seu controlo se baseie em grande medida na aparência, dependendo portanto largamente da sensibilidade e da experiência do operador. Apesar de existirem já alguns trabalhos que estudaram os fenómenos e os mecanismos ocorridos na zona da espuma e suas consequências no sucesso da flutuação industrial, a maioria das investigações realizadas até à década de oitenta incidiram fundamentalmente sobre os fenómenos ocorridos na zona da polpa.
Moys (1978) foi dos primeiros investigadores a realizar trabalhos sobre a modelação do processo de flutuação, tendo em atenção os fenómenos ocorridos na espuma, visando o estudo da influência da altura da espuma na recuperação e na qualidade do flutuado. Estes trabalhos constituem a primeira tentativa de modelação dos sub-mecanismos da flutuação: arrastamento e drenagem na zona da espuma.

Com o objectivo de analisarem os fenómenos ocorridos na zona da espuma, também Cutting et al. (1986) desenvolveram trabalhos acerca dos fenómenos de drenagem operados na zona da espuma de uma célula, tendo admitido que a mobilidade da espuma e a intensidade de drenagem não são iguais em toda a espuma. Segundo estes autores, numa célula, a espuma apresenta zonas com diferente mobilidade, conforme se representa na figura 8.24. Assim, é possível descrever as seguintes linhas gerais da mobilidade da espuma:

- movimento à superfície da espuma no sentido da zona de descarga.
- a textura da espuma descarregada é diferente da observada à superfície da célula, pois aquela consiste em material que chega à zona da espuma subindo pela zona adjacente à descarga e por material que atravessa a superfície da espuma em direcção à descarga devido a gradientes hidráulicos.
- o uso de limpa espumas, de modo a facilitar a descarga, agita drasticamente a espuma, fomentando a drenagem sobretudo do material que se dirige para a zona de descarga.

Nas espumas fortemente mineralizadas podem formar-se aglomerados de sólidos próximo da superfície da espuma por acção da drenagem selectiva, podendo ocorrer o rebentamento das bolhas. Estes aglomerados podem tornar-se demasiado pesados para serem suportados pela acção da espuma, descendo para zonas mais profundas da espuma.

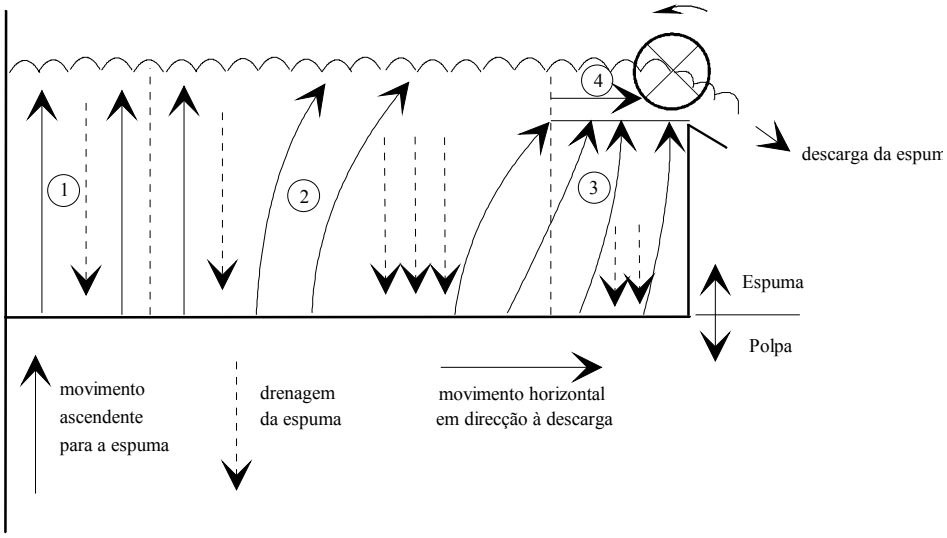


Figura 8.24 - Esquema da mobilidade da espuma numa célula (Cutting et al., 1986).

Na sequência dos trabalhos efectuados por Moys (1978) e Cutting et al. (l986), Ross e Deventer (1987) desenvolveram um modelo matemático de modo a descrever os sub-processos que operam numa célula industrial. Para o efeito, à semelhança de Cutting et al. (1986), Ross e Deventer (1987) consideraram a espuma dividida também em quatro diferentes regiões, com base nas quais apresentam diferentes tipos de escoamento, conforme representado na figura 8.24. Uma primeira região situada na zona mais afastada da descarga, na qual só existem escoamentos na vertical, não contribuindo para a transferência de partículas minerais e água para o concentrado. Ela constitui uma zona ineficiente, não contribuindo para a recuperação de material, ocorrendo no entanto drenagem do material flutuado, do material arrastado e da água, sendo esta drenagem proporcional à concentração de cada um destes produtos. Uma segunda zona adjacente à zona 1 e à zona de descarga, situada ao centro da célula, onde ocorrem escoamentos verticais e escoamentos horizontais em direcção à zona 3. Esta zona 3 é adjacente à descarga, na qual o escoamento é feito na vertical em direcção à zona 4 situada exactamente por cima daquela e junto à descarga. Admite-se que na zona 4 só ocorrem escoamentos horizontais dirigidos para a descarga. Com base nesta divisão e uma vez que os escoamentos são diferentes, também as taxas constantes de drenagem ocorridas em cada uma daquelas zonas são diferentes. Assim, com vista ao estudo do modelo proposto, Ross (1990) determinou as constantes de drenagem correspondentes à zona 1 e 2. Estas taxas foram estimadas a partir dos perfis de concentração na espuma, enquanto que as taxas constantes de drenagem correspondentes à zona 3 e 4 foram determinadas a partir da taxa de escoamento da massa no concentrado. A partir de ensaios realizados numa célula desengrossadora e apuradora sobre um minério de pirite, Ross (1990) determinou as taxas constantes de drenagem, correspondentes às quatro zonas para 7 fracções granulométricas, para as partículas flutuadas e arrastadas.

Para além da espuma poder apresentar zonas com diferente estabilidade ao longo da sua superfície, sobretudo nas células de flutuação de grande área, a estrutura da espuma também

varia ao longo da sua altura. De facto, de um modo geral a espuma torna-se mais fechada ao longo da sua altura, pois aumenta a percentagem de sólidos ali existente.
A desagregação ocorrida na espuma, que leva à perda de partículas hidrófobas, pode segundo Ross (1990) ocorrer por dois motivos. O primeiro resulta do facto de algumas partículas poderem estar debilmente ligadas às bolhas e por acção dos fenómenos de coalescência poderem ser substituídas por outras mais hidrófobas no caso das bolhas estarem completamente recobertas por partículas, ou então podem simplesmente ser desalojadas se o filme das bolhas não for suficientemente estável de modo a suportá-las. Estes fenómenos ocorrem sobretudo nos níveis superiores da espuma. Também nas zonas mais profundas da espuma as partículas hidrófobas podem ser desalojadas por acção da polpa que está a ser drenada, fazendo como que uma limpeza da superfície das bolhas. Falutsu (1994) refere as principais causas responsáveis pela desagregação operada fundamentalmente na zona da polpa, concluindo que na coluna a principal causa para a desagregação é a desaceleração a que os agregados são sujeitos quando chegam à zona da interface polpa/espuma e ao impacto das bolhas.
Com base nos trabalhos de Cutting et al. (1986) e Ross (1990) pode concluir-se que a intensidade dos fenómenos de drenagem em cada uma das zonas definidas para a espuma depende da sua estabilidade, do calibre das partículas e do modo como elas são transferidas da polpa para a espuma. Assim, pode concluir-se que na zona 3 e 4 da espuma é maior a intensidade de drenagem que na zona 1 e 2, pois ali a espuma tem maior mobilidade, apresentando uma estrutura mais aberta. Quando na presença de uma espuma com estrutura fechada, as partículas finas quer sejam arrastadas ou flutuadas são mais facilmente drenadas que as partículas de maior calibre. Isto resulta do facto das partículas de maior calibre ficarem aprisionadas no interior da espuma. Este comportamento é mais evidente para a zona 2.
Perante espuma com menor estabilidade, ou em zonas da espuma com estrutura mais aberta, verifica-se que relativamente às partículas flutuadas, as de maior calibre são mais facilmente drenadas, sugerindo que elas conduzem a agregados partículas-bolhas com menor estabilidade, sobrevivendo pior à perda de estabilidade da espuma. Este comportamento também é visível para as partículas arrastadas, sobrepondo-se o efeito massa ao efeito calibre, sendo as partículas de maior massa e maior calibre mais facilmente drenadas. Isto permite explicar a variação da intensidade de drenagem ao longo da altura da espuma, observando-se maior facilidade de drenagem das partículas grosseiras na zona mais profunda da espuma, próximo da interface espuma-polpa, pois nesta zona a espuma apresenta uma estrutura mais aberta, apresentando aí maior diluição que nas zona superficial, pois a maior parte da água é drenada na zona mais profunda da espuma (Ross, 1990 e 1991).

Apesar da velocidade de drenagem das partículas grosseiras diminuir significativamente com a altura da espuma, este comportamento depende da taxa de aeração. De facto, para elevadas taxas de aeração, este efeito é atenuado, resultado do maior grau de arrastamento operado na zona da polpa, que confere à espuma maior mobilidade, sendo menor a capacidade de aprisionamento das partículas grosseiras. Assim, pode afirmar-se que a drenagem aumenta com o aumento da taxa de aeração, ou seja ela aumenta sempre que mais material é arrastado para a espuma, pois aumenta a diluição da espuma. Isto não significa que para uma

determinada altura de espuma de trabalho o aumento da taxa de aeração conduza a maiores drenagens, podendo suceder precisamente o contrário, pois o aumento de aeração conduz a menores tempos de residência das partículas na zona da espuma.

Quanto à influência da estabilidade da espuma na qualidade do flutuado, conclui-se que espumas com estrutura aberta, com pequena estabilidade conduzem a flutuados de melhor qualidade, pois elas permitem maior drenagem, fundamentalmente das partículas arrastadas.

Relativamente à influência da altura da espuma, representa-se na figura 8.25 a variação da recuperação e da drenagem na espuma, com a altura de espuma (**Hf**) e a sua dependência relativamente ao calibre das partículas, à velocidade superficial do gás (**Jg**) e ao diâmetro da coluna (**Dc**) (segundo Finch e Dobby (1990)). À semelhança de outros autores verificaram que a recuperação aumenta com a diminuição da altura da espuma, sendo resultado da diminuição dos fenómenos de drenagem, pois é menor o tempo de residência do material na zona da espuma. Observaram também que a recuperação aumenta com o aumento da taxa de aeração e com a diminuição do diâmetro da coluna. Este aumento da recuperação com a diminuição do diâmetro da coluna justifica-se pelo facto de em colunas de elevado diâmetro ser maior a agitação na zona da espuma, resultando maior desagregação, fazendo-se sentir o efeito parede nas colunas de menor diâmetro, responsáveis por menores drenagens.

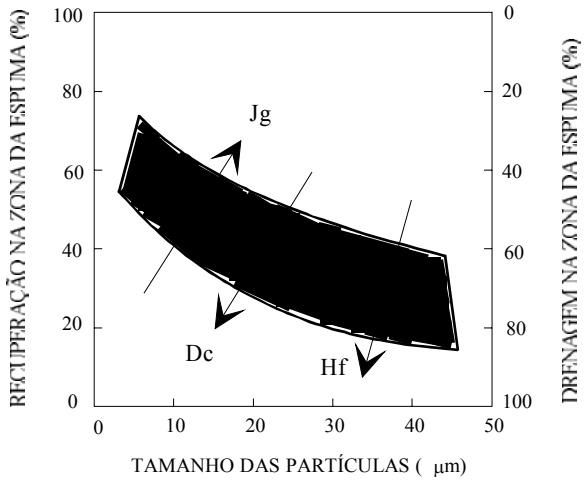


Figura 8.25 - Recuperação (e drenagem) na zona da espuma versus tamanho das partículas e influência da variação da altura da espuma, do diâmetro da coluna e da velocidade superficial do gás (segundo Finch e Dobby, 1990).

Ao longo dos últimos anos têm sido realizados múltiplos trabalhos sobre a coluna de flutuação. Apesar de terem sido desenvolvidos modelos satisfatórios acerca dos fenómenos de colecção, os mecanismos das operações ocorridas na espuma ainda não são suficientemente reconhecidos. Isto deve-se à complexidade do sistema e também à interacção entre a zona de colecção e da espuma. Para uma clara distinção entre a zona de colecção e a zona da espuma,

eliminando a sua interacção, Falutsu e Dobby (1989) desenvolveram uma coluna que isola aquelas duas zonas, permitindo assim medir directamente a recuperação obtida em cada uma delas e simultaneamente medir a percentagem de material que é drenado. Nos seus trabalhos, em que realizaram vários ensaios de flutuação com um minério puro de sílica, os autores estudaram a influência da taxa de transferência de material, da altura de espuma, da água de biés e do calibre das partículas na recuperação obtida na zona da espuma e também na zona de colecção.
Verificaram que, ao contrário do constatado na zona de colecção, a recuperação na zona da espuma aumenta com o aumento do fluxo de material que aí chega. Isto deve-se ao facto das bolhas chegarem aí mais carregadas, ou seja com uma maior superfície coberta por partículas hidrófobas, originando espuma mais estável e fenómenos de coalescência menos intensos, sendo portanto menores os efeitos de drenagem.
Ao contrário de outros estudos, constataram que a recuperação na espuma não é influenciada pela sua altura. Isto provavelmente porque no tipo de equipamento utilizado, os autores fizeram a injecção de água de lavagem na interface polpa/espuma, promovendo logo aí a queda de material arrastado e debilmente ligado às bolhas, chegando portanto à zona da espuma fundamentalmente partículas fortemente ligadas às bolhas, daí que o aumento da altura da espuma tenha um efeito reduzido no aumento dos fenómenos de drenagem e na diminuição da recuperação. Na sua coluna muito particular, aqueles autores verificaram que somente 60% das partículas flutuadas e transferidas para a espuma são recuperadas no concentrado, traduzindo portanto a importância da espuma no processo de flutuação. Relativamente à influência do calibre das partículas verificaram que a recuperação na espuma diminui com o aumento do calibre até valores próximos de 20 μm, mantendo-se mais ou menos constante para calibres superiores. Isto significa que as partículas mais finas, porque formam agregados mais estáveis, são mais dificilmente drenadas.

Apesar da maioria dos estudos até agora mencionados terem concluído que a recuperação diminui com o aumento da altura da espuma, Choung et al. (1993) no estudo da influência do ponto de alimentação de água de lavagem, do caudal desta e da altura da espuma na flutuação de um minério de carvão, verificaram que a recuperação é maior quando a altura de espuma é de 50 cm relativamente à altura de 30 cm. Os autores apontam como causa do aumento da recuperação com a altura da espuma, a possibilidade das partículas na zona da espuma colidirem com as bolhas e ligarem-se novamente a estas. Todavia, verifica-se que naquele trabalho quando é maior a altura de espumas, 50 cm, é também maior o teor em cinzas do flutuado de carvão. Isto quererá dizer que, apesar de se afirmar que naqueles dois conjuntos de resultados só se fez variar a altura da espuma, o facto de ser menor a qualidade do concentrado para uma altura superior, indica que algo de anormal ocorreu, pois para maior altura de espuma, maior é o tempo de residência das partículas hidrófilas arrastadas na espuma, sendo portanto maior a probabilidade delas serem drenadas, devendo por isso obter-se flutuados de melhor qualidade, o que não foi conseguido nos ensaios referidos. Assim, aquele aumento da recuperação do carvão com o aumento da altura da espuma não deve estar relacionado com a probabilidade de religação das partículas às bolhas na zona da espuma, mas sim com uma outra qualquer alteração das condições operatórias não controladas e que foi

responsável pela maior transferência de material por arrastamento da polpa para a zona da espuma.

Lynch et al. (1981) apresentam alguns resultados demonstrativos da influência da altura da espuma, tendo concluído que a recuperação diminui com o aumento da altura de espuma, variando os teores do flutuado em sentido contrário. No entanto, apesar de se verificar que ao aumento da altura da espuma corresponde uma diminuição da recuperação das substâncias a flutuar, aquela relação depende do grau de hidrofobicidade e da composição das partículas a flutuar. Por exemplo, na flutuação da galena verificou-se que o aumento da altura da espuma de 10 para 14 cm provocou uma acentuada diminuição da recuperação da galena, no entanto um segundo aumento da altura da espuma para 18.4 cm provoca apenas uma ligeira diminuição da recuperação daquele mineral. Isto deve-se tão somente ao facto de naquele primeiro acréscimo da altura da espuma ter ocorrido a desagregação e drenagem das partículas mistas de galena e o aumento posterior da altura de espuma não ter efeitos na desagregação das partículas livres de galena.
O efeito do aumento da taxa de aeração é semelhante ao efeito provocado pela diminuição da altura de espuma. Assim, o aumento da taxa de aeração conduz genericamente à diminuição do teor do flutuado e ao aumento da recuperação. Isto resulta do facto do aumento da taxa de aeração provocar o aumento da taxa de arrastamento de água para o flutuado, não acompanhado por igual aumento das partículas hidrófobas.
Quando a taxa de aeração é pequena e a taxa de produção das bolhas é pequena, pode ocorrer a saturação da superfície das bolhas pelos minerais e consequentemente parte da substância hidrófoba não é recuperada. Obviamente que se há a sobrecobertura das bolhas há também a sobrecobertura da espuma. Esta sobrecobertura da espuma pode resultar da insuficiente aeração ou ainda da elevada concentração de partículas hidrófobas na polpa, que originam o aparecimento de espuma com pouca mobilidade, sendo obviamente elevado o tempo de residência das partículas na espuma. A elevada concentração pode resultar também da concentração insuficiente de espumante provocando o rápido colapso das bolhas e da elevada altura da espuma causando intensa drenagem da água da polpa. Os fenómenos de sobrecarga são comuns sobretudo nos minérios que apresentam elevados teores em substância a flutuar, como é o caso do minério de carvão. Lynch et al. (1981) apresentam resultados práticos da flutuação de carvão, onde se verifica que a elevada concentração de colector conduz à sobrecarga da espuma, resultando na diminuição da recuperação do carvão relativamente a quando é menor a quantidade de colector adicionada.

A sobrecobertura da espuma inibe sobretudo a flutuação das partículas pouco hidrófobas, pois estas mais facilmente se desligam das bolhas e são drenadas. Frew e Restarick (1978) verificaram que quando há a sobrecarga da espuma as partículas finas são preferencialmente flutuadas, relativamente às grosseiras. Isto significa que as partículas mais grosseiras estão mais debilmente ligadas às bolhas, sendo nestas circunstâncias mais facilmente drenadas. Assim, pode dizer-se que a sobrecobertura da espuma pode ter efeitos benéficos ou perniciosos consoante o objectivo a atingir. Por exemplo pode ter efeitos benéficos nas células

apuradoras, permitindo a drenagem de partículas mistas, obtendo-se assim flutuados mais purificados.

Relativamente à influência da altura da espuma na qualidade do flutuado, dos trabalhos de Moys (1978), Cutting et al. (1986), Szatkowski (1987) e Ross (1990,1991), a análise dos perfis correspondentes à variação do teor de diferentes tipos de minérios e, de várias fracções granulométricas, ao longo da altura da espuma, permite verificar que o teor aumenta ao longo da altura da espuma. Isto significa que a drenagem das partículas arrastadas é maior que a drenagem das partículas flutuadas. No entanto, verifica-se que a variação do teor ao longo da altura da espuma não é linear, sendo essa diminuição mais acentuada na zona próxima da interface espuma-polpa. Isto resulta do facto de nesta zona a percentagem de água existente ser maior que na zona mais elevada da espuma, conferindo à espuma maior fluidez, permitindo aí uma drenagem mais intensa do material arrastado que nas zonas superficiais.

Anteriormente referiu-se que uma das dificuldades de compreensão do processo de flutuação reside na impossibilidade de visualizar os vários sub-processos que ocorrem na separação, nomeadamente no que se refere à relação entre o tipo de espuma formada e os resultados obtidos. Nesta perspectiva, Moolman et al. (1995) realizaram investigações acerca da relação entre as características da espuma e o seu aspecto visual, e seus efeitos na beneficiação de um minério de cobre. Concluíram que a espuma que apresenta bolhas com forma elíptica é uma espuma rígida com uma estrutura fechada, proporcionando uma grande resistência à saída do flutuado para fora da célula. Esta estrutura pode ser causada pelo baixo nível da polpa, pela baixa diluição, por um tipo de partículas ou por uma dada gama granulométrica. Espuma constituída por bolhas redondas, de tamanho homogéneo é a espuma ideal, desempenhando exactamente as suas funções. Esta estrutura indica condições óptimas de trabalho. Espuma constituída por bolhas de forma poliédrica é uma espuma menos estável, que permite boa drenagem do material arrastado e consequentemente uma boa separação entre o mineral e a ganga. Espuma constituída por bolhas esféricas e pequenas é uma espuma de estrutura aberta, com baixo teor em mineral, que pode ser causada pela sua baixa altura ou pela elevada diluição da polpa.
Pode então retirar-se algumas conclusões genéricas relativamente aos fenómenos ocorridos na espuma. A espuma não apresenta uma estrutura homogénea, variando no seu interior a intensidade dos fenómenos de drenagem das partículas. Em espumas de estrutura fechada o calibre das partículas influencia fortemente os fenómenos de drenagem, em espuma com estrutura aberta a massa das partículas também tem um papel importante nos fenómenos de drenagem. Perante espumas de estrutura fechada o calibre das partículas influencia fortemente os fenómenos de drenagem, sendo mais facilmente drenadas as partículas de pequeno calibre, pois as partículas de maior tamanho ficam aprisionadas no interior da espuma. Em espuma com pequena estabilidade as partículas de maior tamanho, flutuadas e arrastadas, são mais facilmente drenadas. Uma vez que na zona da espuma não ocorre o fenómeno de colecção, o aumento da sua altura conduz a fenómenos de drenagem mais intensos, resultando menores recuperações.

8.15 - Quantificação da contribuição do arrastamento e da flutuação verdadeira

No processo de flutuação é importante não só diminuir a influência do arrastamento, mas também quantificar a sua contribuição, sendo assim possível analisar qual a influência das variáveis envolvidas no processo de flutuação no grau de arrastamento e, obviamente, na selectividade do processo.
Enquanto a flutuação verdadeira é um fenómeno selectivo contribuindo para a separação dos minerais, a recuperação por arrastamento constitui um problema na flutuação, pois é um fenómeno indiscriminatório, não contribuindo para a separação entre as partículas hidrófobas e as partículas hidrófilas, sendo ambas arrastadas com igual intensidade. Este fenómeno depende fundamentalmente de dois grupos de factores, uns relacionados com a natureza do produto (densidade, calibre e forma) e outros relacionados com as condições operatórias (diluição da polpa, intensidade de agitação, taxa de aeração, tamanho das bolhas, grau de cobertura das bolhas, estabilidade e altura da espuma).
De seguida apresentam-se quatro métodos que permitem determinar a contribuição do arrastamento e da flutuação verdadeira. São eles o método de Trahar (1981), método de Warren (1985) e método de V. Ross (1990, 1991) e método de Pita.

8.15.1 - Método de Trahar

A utilização deste método exige a realização, na ausência de colector, de um primeiro conjunto de ensaios de flutuação onde é medida a recuperação de água e das partículas sólidas. Supondo que as partículas não flutuam naturalmente e que o espumante não apresenta propriedades colectoras, então neste conjunto de ensaios a recuperação de sólidos é devida exclusivamente ao arrastamento. Deste modo, é possível estabelecer uma relação entre a recuperação devida exclusivamente ao arrastamento e a recuperação de água. A contribuição da flutuação verdadeira de um qualquer ensaio, onde é utilizado colector, é dada pela diferença entre a recuperação assim obtida e a recuperação obtida na ausência de colector para igual recuperação de água. Este método parte do pressuposto que a recuperação devida ao arrastamento é proporcional à recuperação de água e que na flutuação realizada na presença de colector, a recuperação por acção do arrastamento é semelhante à recuperação falsa obtida na ausência de colector para igual recuperação de água. A metodologia seguida por este método está representada na figura 8.26.

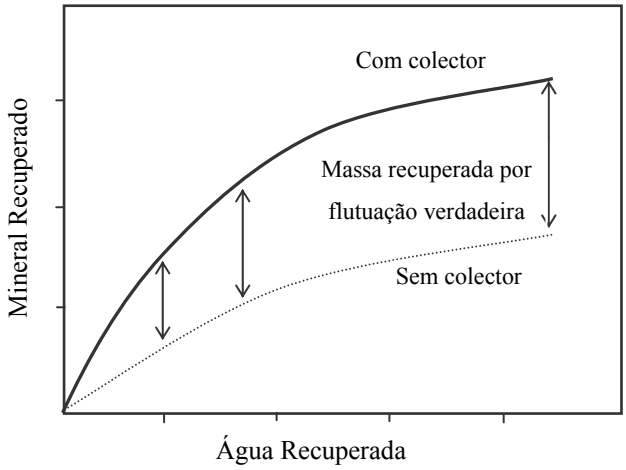


Figura 8.26 - Determinação da flutuação verdadeira e do arrastamento pelo método de Trahar (1981).

8.15.2 - Método de Warren

Enquanto que a quantidade de sólidos arrastados depende da quantidade de água recuperada, a quantidade de sólidos flutuados é apenas função da sua hidrofobicidade, sendo independente da água recuperada. Em condições ideais se a recuperação se devesse exclusivamente à flutuação verdadeira, a recuperação de água seria nula. O método de Warren baseia-se no pressuposto de que existe uma correlação linear entre a recuperação de sólidos (minerais) e a recuperação de água. Esta correlação é descrita pela expressão do tipo:

$$R(t) = R_f(t) + K \times R_{agua}(t) \qquad (8.10)$$

onde $R(t)$ representa a recuperação ao fim de um tempo (t) da substância sólida (mineral) a flutuar; $R_f(t)$ representa a recuperação devida à contribuição da flutuação verdadeira e é dada pela intersecção da recta extrapolada com o eixo da recuperação do sólido (yy); $R_{água}(t)$ representa a recuperação da água ao fim do tempo t; K representa o grau de arrastamento e é dado pela inclinação da recta de correlação. O produto $K \times R_{água}(t)$ representa a recuperação de sólido (mineral) devida ao arrastamento.

Para a aplicação do método de Warren (1985) é necessário realizar vários ensaios de flutuação de modo que, mantendo inalteráveis as condições de hidrofobicidade e de estabilidade da espuma, sejam diferentes as recuperações de sólido e de água ao fim de um certo tempo (**t**). Para o efeito pode-se alterar os seguintes parâmetros: nível da polpa, taxa de remoção da espuma e profundidade da espuma removida. Assim, a realização de vários ensaios de flutuação, mantendo-se constantes as condições hidrófobas, a que correspondam diferentes recuperações de água, possibilitarão a determinação da equação da recta de regressão que relaciona a recuperação total de sólido (mineral) com a recuperação de água. Na figura 8.27 representa-se a metodologia proposta por Warren (1985).

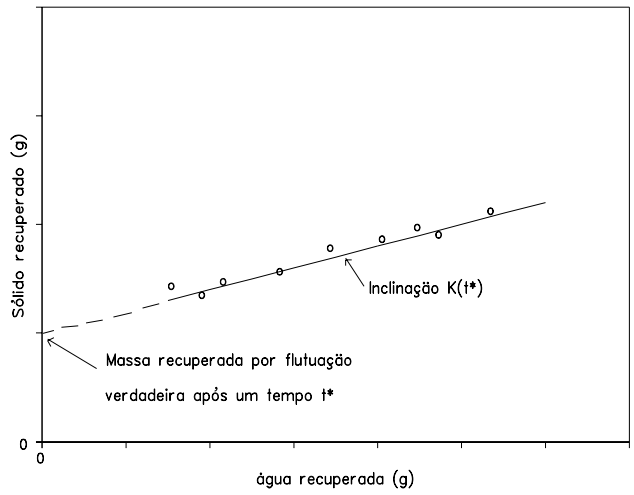


Figura 8.27 - Determinação da flutuação verdadeira e por arrastamento pelo método de Warren (1985).

8.15.3. - Método de Ross

Este método, ao contrário dos anteriores, não exige a realização prévia de um conjunto de ensaios de flutuação para a determinação da contribuição da flutuação verdadeira e do arrastamento.

Tal como no método anterior, também neste o cálculo da contribuição do arrastamento é feito com base no balanço da água e do mineral (sólido) recuperado ao longo do tempo. A recuperação do mineral e da água e as suas respectivas concentrações na polpa, permitem determinar o factor de transferência total ***Y(t)*** devido à flutuação e ao arrastamento, através da seguinte expressão:

$$Y(t) = \frac{M_m(t)}{M_{agua}(t)} \times \frac{C_{agua}(t)}{C_m(t)} \qquad (8.11)$$

em que $M_m(t)$ e $M_{água}(t)$ representam, respectivamente, a massa de mineral e de água recuperada no tempo, ***t***. $C_m(t)$ e $C_{água}(t)$ representam a concentração (gramas/litro polpa) do mineral e da água na polpa. Supondo que para elevados tempos de flutuação a recuperação resulta exclusivamente de fenómenos de arrastamento, o valor do factor de transferência total, ***Y(t)***, coincide com o valor do factor de transferência devido ao arrastamento, $X(t_\infty)$, isto é:

$$X(t_\infty) = Y(t_\infty) \text{ quando } t = t_\infty \qquad (8.12)$$

ou seja:

$$X(t) = \frac{M_m(t_\infty)}{M_{agua}(t_\infty)} \times \frac{C_{agua}(t_\infty)}{C_m(t_\infty)} \qquad (8.13)$$

$$X(t_\infty) = \frac{M_{arr}(t_\infty)}{M_{agua}(t_\infty)} \times \frac{C_{agua}(t_\infty)}{C_m(t_\infty)} \qquad (8.14)$$

onde $M_{arr}(t_\infty)$ representa a massa de mineral arrastado. A representação dos valores do factor de transferência total num gráfico do tipo Y(t) versus tempo, permite determinar o valor do factor de arrastamento, X(t), para qualquer instante da flutuação. Para isso, traça-se uma recta tangente em $Y(t_\infty)$ à curva representativa dos valores de Y(t). Então a partir dos valores de X(t) facilmente se determina o valor da relação $X(t) \div Y(t)$ e também o valor da massa de mineral arrastado, $M_{arr}(t)$, em cada instante do processo de flutuação. Através da diferença da massa total recuperada e da massa arrastada, também facilmente se determina a contribuição da flutuação verdadeira. Na figura 8.28 está representada a metodologia proposta por V. Ross. Note-se que neste método, ao contrário dos anteriores, o grau de arrastamento, X(t), diminui com o tempo de flutuação, traduzindo mais correctamente o comportamento da espuma e a sua influência nos fenómenos de drenagem ocorridos ao longo do processo de flutuação. De facto, num ensaio de flutuação descontínuo de flutuação, sem adição permanente de espumante, a espuma vai sendo cada vez menos estável, perdendo poder de suporte das partículas, diminuindo portanto a taxa de transferência por arrastamento ao longo do tempo.

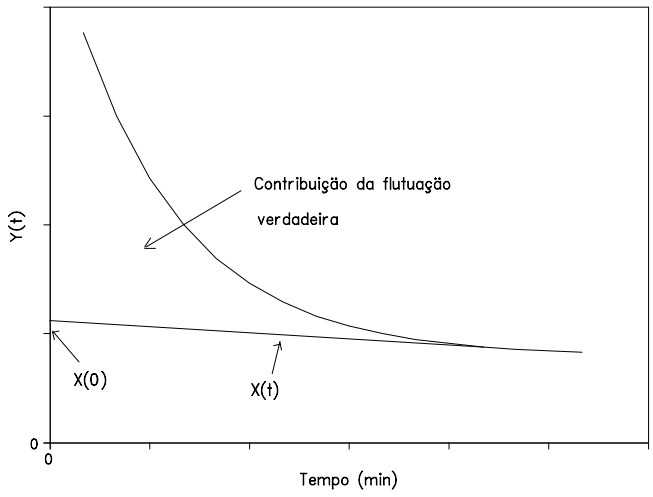


Figura 8.28 - Determinação da flutuação verdadeira e por arrastamento pelo método de Ross (1990).

8.15.4 - Método Pita

Uma vez que o processo de arrastamento não é selectivo, pode-se admitir que, num qualquer instante *t*, o teor em mineral do arrastado é igual ao teor do afundado no mesmo instante. Jowett (1980) sugere que a concentração da ganga livre no concentrado é proporcional à concentração da ganga livre na polpa. Este pressuposto só não será válido se as partículas apresentarem um calibre "grosseiro" e, simultaneamente, os diversos tipos de partículas apresentarem densidades e/ou forma diferente. Para partículas finas aquela hipótese é correcta

mesmo que se esteja em presença de uma mistura de partículas de densidades ou formas diferentes. De facto, devido à sua pequena massa e ao intenso mecanismo de arrastamento, acaba por não ocorrer discriminação durante este processo.

Seja:

$$M_m(t) = M_f(t) + M_{arr}(t) \tag{8.15}$$

a equação que representa a massa de mineral recuperado por acção da contribuição da flutuação verdadeira e do arrastamento. $M_m(t)$ representa a massa do mineral recuperado durante o tempo t; $M_f(t)$ e $M_{arr}(t)$ representam, respectivamente, a massa de mineral recuperada, durante o tempo t, devida à flutuação verdadeira e ao arrastamento. Podem ainda escrever-se as seguintes equações de balanço de massa:

$$M_m(t) = C(t) \times c(t) \tag{8.16}$$

$$M_f(t) = C_f(t) \times c_f(t) \tag{8.17}$$

$$M_{arr}(t) = C_{arr}(t) \times c_{arr}(t) \tag{8.18}$$

onde $C(t)$ representa a massa total de material recuperado durante o tempo; $c(t)$ representa a percentagem em mineral a flutuar, no material recuperado; $C_f(t)$ representa a massa de partículas sólidas flutuadas e $c_f(t)$ a percentagem em mineral a flutuar, no material flutuado; $C_{arr}(t)$ representa a massa de partículas sólidas arrastadas e $c_{arr}(t)$ a percentagem em mineral a flutuar, no material arrastado.
Pode afirmar-se que a quantidade de mineral existente no concentrado é igual ao somatório do material que foi flutuado e do material que foi arrastado. Isto é:

$$C(t) \times c(t) = C_f(t) \times c_f(t) + C_{arr}(t) \times c_{arr}(t) \tag{8.19}$$

Então, admitindo que para partículas finas a percentagem em mineral flutuável no arrastado, num dado instante, é igual à percentagem no afundado, vem que:

$$C(t) \times c(t) = C_f(t) \times c_f(t) + C_{arr}(t) \times c_{af}(t) \tag{8.20}$$

em que $c_{af}(t)$ representa a percentagem em mineral a flutuar, no afundado.

Admitindo que só são flutuadas as partículas libertas, suposição aceitável quando se está em presença de partículas extremamente finas, pode concluir-se que a percentagem em mineral flutuável do flutuado, $c_f(t)$, será igual à unidade. Assim, obtém-se:

$$C(t) \times c(t) = C_f(t) + C_{arr}(t) \times c_{af}(t) \tag{8.21}$$

Por outro lado como:

$$\boldsymbol{C}(\boldsymbol{t}) = \boldsymbol{C}_{\boldsymbol{f}}(\boldsymbol{t}) + \boldsymbol{C}_{\boldsymbol{arr}}(\boldsymbol{t}) \tag{8.22}$$

vem que:

$$\boldsymbol{C}(\boldsymbol{t}) \times \boldsymbol{c}(\boldsymbol{t}) = \boldsymbol{C}(\boldsymbol{t}) - \boldsymbol{C}_{\boldsymbol{arr}}(\boldsymbol{t}) + \boldsymbol{C}_{\boldsymbol{arr}}(\boldsymbol{t}) \times \boldsymbol{c}_{\boldsymbol{af}}(\boldsymbol{t}) \tag{8.23}$$

$$\boldsymbol{C}(\boldsymbol{t}) \times (\boldsymbol{c}(\boldsymbol{t}) - 1) = \boldsymbol{C}_{\boldsymbol{arr}}(\boldsymbol{t}) \times (\boldsymbol{c}_{\boldsymbol{af}}(\boldsymbol{t}) - 1) \tag{8.24}$$

$$\boldsymbol{C}_{\boldsymbol{arr}}(\boldsymbol{t}) = \boldsymbol{C}(\boldsymbol{t}) \times \frac{(\boldsymbol{c}(\boldsymbol{t}) - 1)}{(\boldsymbol{c}_{\boldsymbol{af}} - 1)} \tag{8.25}$$

Ora como é possível determinar a massa total do recuperado (***C(t)***), a sua percentagem em mineral flutuável (***c(t)***) e a percentagem em mineral flutuável no afundado (***c_{af}(t)***), então facilmente se calcula a massa total do material arrastado ***C_{arr}(t)***. Assim, a partir deste valor e da equação (8.22) é possível determinar a massa de material flutuado. Como se admite que só flutuam as partículas libertas, então a massa do material flutuado (***C_f(t)***) representa a massa de mineral flutuado (***M_f(t)***). A relação entre esta e a massa de mineral recuperada traduz a contribuição, em percentagem, da flutuação verdadeira.

A principal vantagem deste método é permitir determinar a contribuição da flutuação verdadeira e do arrastamento a partir de um único ensaio. Porém, se não forem garantidos os dois pressupostos em que se baseia, dois erros podem ser cometidos na sua utilização. O primeiro ocorre se for falsa a hipótese que considera ser igual a percentagem em mineral flutuável no arrastado e no afundado. De facto, se para partículas extremamente finas ela é válida, quando se pretende separar um mineral de elevada densidade de uma ganga leve e o material não apresenta uma granulometria fina, pode ocorrer discriminação no processo de arrastamento, sendo mais facilmente arrastadas as partículas de ganga. Assim, se neste caso se considerar ***c_{arr}(t) = c_{af}(t)***, a utilização directa da equação 8.25 conduz à sobrevalorização da contribuição do arrastamento. Porém, este erro pode ser atenuado ou completamente eliminado desde que se prolongue o tempo de flutuação até que a recuperação se deva exclusivamente ao arrastamento. É óbvio que, se nestas condições existir discriminação no fenómeno de arrastamento, para este tempo de flutuação a percentagem em mineral flutuável no recuperado (arrastado) será inferior à percentagem no afundado. Nestas condições a análise e comparação destes dois teores permite quantificar a discriminação ocorrida. Esse "factor de discriminação" será determinado pela relação entre a percentagem em mineral no recuperado por arrastamento e no afundado para $\boldsymbol{t} = \boldsymbol{t}_{\infty}$. Deste modo, o valor da percentagem de mineral flutuável no arrastado (***c_{af}(t)***) a utilizar na equação 8.25 será, não a percentagem real no afundado, mas sim a percentagem no afundado corrigido (multiplicado) pelo factor de discriminação. Quando o mineral a recuperar tiver maior densidade que as gangas, como é o exemplo atrás referido, esse factor de correcção terá um valor inferior à unidade.

O segundo erro, susceptível de ser cometido, resulta da possibilidade de ser falsa a hipótese em que se admite que flutuam somente as partículas libertas. Saliente-se que, na indústria

mineira, o problema do arrastamento é grave fundamentalmente quando se está perante um material de granulometria extremamente fina e sobretudo quando se pretendem obter concentrados suficientemente "limpos" -circuito de apuramento-. Ora, neste caso o grau de libertação é concerteza grande, ou seja a percentagem de mistos existentes é pequena. Deste modo, nestas condições é possível a aplicação deste método sem se cometerem grandes erros na estimação da contribuição da flutuação verdadeira e do arrastamento. Aliás, este facto é confirmado pelos resultados obtidos. Se porventura, também alguns mistos flutuarem, a contribuição do arrastamento determinada por este método estará sobrevalorizada, pois admitimos que só são flutuadas as partículas completamente libertas, sendo as outras recuperadas por arrastamento.

8.15.5 - Discussão dos 4 métodos

O não cumprimento dos pressupostos em que cada método se baseia, leva a que se cometam alguns erros na determinação da contribuição do arrastamento e da flutuação verdadeira. Os resultados obtidos por cada método serão tanto mais correctos, quanto menor for o número de pressupostos em que se baseiam, quanto mais próximo das condições ideais de aplicação de cada um deles estiverem as condições experimentais e, ainda, quanto menor for o número de ensaios necessários realizar, pois não há dois ensaios iguais. Assim, os resultados obtidos por qualquer um daqueles quatro métodos devem ser cuidadosamente analisados. De facto, é fundamental uma análise dos possíveis erros cometidos por cada um deles, de modo a permitir avaliar o grau de correcção dos valores obtidos e, ainda, saber se esses valores estão sobre ou subvalorizados. Por exemplo, através do estudo comparativo dos quatro métodos e sabendo antecipadamente, com base nas condições experimentais, quais os possíveis erros cometidos em cada um deles, é possível saber quais são os valores mais próximos da realidade, isto é qual daqueles métodos conduziu aos valores mais credíveis.
Se genericamente se utilizar dois métodos, A e B, e se souber antecipadamente que o método A, por se basear em determinados pressupostos pode conduzir a uma sobrevalorização do arrastamento e que o método B pode conduzir à sua subvalorização, então apesar de não conhecermos o valor correcto para a contribuição do arrastamento, pode admitir-se que ele está compreendido entre os valores determinados por estes dois métodos.

A principal desvantagem do **método de Trahar** resulta do facto de se pressupor que a estabilidade da espuma é a mesma na ausência e na presença de colector. Assim, considera-se que nestes dois tipos de ensaios, para a mesma recuperação de água, é igual a recuperação por acção do arrastamento. Porém, quando o colector apresenta propriedades espumantes, dando origem a espuma mais estável, essa hipótese não é correcta e consequentemente os resultados obtidos não correspondem à realidade. De facto, num processo de flutuação realizado na presença de um colector-espumante, são concerteza menos intensos os fenómenos de drenagem operados na zona da espuma, fundamentalmente para as partículas arrastadas. Neste caso, a contribuição do arrastamento estará subvalorizada.

Uma outra desvantagem deste método resulta do facto dele admitir que o espumante não apresenta propriedades colectoras e que o mineral a recuperar não flutua naturalmente. Quando isto não é verificado há uma sobrevalorização da contribuição do arrastamento, pois admite-se que todo o material assim recuperado resulta unicamente dos fenómenos de arrastamento. No entanto, este erro pode ser controlado através da análise do teor e da aplicação do método de Ross aos ensaios realizados na ausência de colector. Assim, se nos ensaios realizados na ausência de colector, o teor do flutuado for semelhante ao teor do afundado, significa que não existe flutuação verdadeira.
A terceira desvantagem resulta da necessidade de se realizarem vários ensaios preliminares, sem adição de colector, com vista a determinar a relação entre a recuperação de mineral por arrastamento e a recuperação de água. Como não há dois ensaios iguais, é possível que estes resultados iniciais estejam já afectados de erro experimental, que consequentemente afectarão os valores determinados posteriormente para a contribuição do arrastamento e da flutuação. Porém, aqui ao contrário do que sucedia para a primeira desvantagem, não é possível prever de que modo é que aquele erro influencia os resultados.

O método de Warren parte do pressuposto que os vários ensaios, para a determinação da relação entre a recuperação de mineral e a recuperação de água, são realizados nas mesmas condições de hidrofobicidade, estabilidade da espuma e, ainda, que o tempo de flutuação é igual ou superior ao tempo óptimo de flutuação. Entenda-se por tempo óptimo, o tempo a partir do qual o teor do flutuado em mineral a flutuar é igual ao teor da polpa. Isto é, para tempos superiores ao tempo óptimo a recuperação resulta exclusivamente do fenómeno de arrastamento. Caso algum destes pressupostos não se verifique, os valores determinados estarão concerteza incorrectos.
Como se viu anteriormente, são vários os processos tendentes a fazer variar a água recuperada mantendo-se inalteráveis as condições de hidrofobicidade e tipo de espuma. Porém, mesmo variando só um desses parâmetros, as condições de arrastamento e de drenagem, embora ligeiramente, são concerteza diferentes. Por exemplo, se se alterar a taxa de remoção das espumas ou a altura da espuma, devido aos diferentes tempos de residência das partículas na espuma, a influência dos fenómenos de drenagem que ocorrem em cada um deles é diferente, logo também o é a contribuição do arrastamento.
Se o tempo de flutuação for inferior ao tempo óptimo pode sobrevalorizar-se a contribuição do arrastamento, pois o aumento da recuperação dos minerais a flutuar com o aumento da recuperação de água, resulta não apenas do aumento da contribuição do arrastamento mas também do aumento da flutuação verdadeira, sendo esta quantificada como contribuição da flutuação por arrastamento.

O **método de Ross** apresenta a vantagem de só ser necessário realizar um ensaio de flutuação e do grau de arrastamento ou factor de arrastamento (***X(t)***) variar ao longo do tempo, traduzindo mais correctamente a variação do poder de suporte da espuma ao longo de um ensaio descontínuo. Porém, também para este método, o não cumprimento de alguns pressupostos conduz a resultados incorrectos.

Este método parte do princípio que a polpa é homogénea. Se para as partículas finas e/ou intensa agitação é legítimo admitir que essa hipótese é verdadeira, o mesmo pode não suceder para partículas grosseiras e para agitação menos intensa. Refira-se que quando o material a flutuar apresenta uma granulometria mais grosseira, para não ocorrer a destruição do agregado bolha-partícula, deve-se trabalhar com agitações pouco intensas, só a suficiente para manter as partículas em suspensão (Arbiter et al. 1976). Portanto, é natural que neste caso, nas zonas mais calmas da polpa, junto à zona da espuma, a relação entre a concentração da água e do mineral na polpa ($C_{água}(t) \div C_m(t)$) pode na realidade ser maior do que a calculada. Deste modo, o valor do factor de arrastamento ($X(t)$) e, portanto, o valor da contribuição do arrastamento, estará subvalorizado.
Uma outra dificuldade subjacente à utilização deste método, resulta da necessidade de prolongar o ensaio de flutuação pelo menos até se atingir o tempo óptimo. Entenda-se por tempo óptimo o tempo de flutuação a partir do qual a recuperação se deve exclusivamente ao arrastamento e a partir do qual a curva representativa dos valores de $Y(t)$ tende a horizontalizar. Trabalhando com tempos inferiores, a contribuição do arrastamento é sobrevalorizada e consequentemente a contribuição da flutuação verdadeira é subvalorizada.
Um outro erro passível de ser cometido resulta de se admitir que o factor de arrastamento diminui linearmente com o tempo. Porém, este tipo de relação, determinada graficamente, pode não traduzir fielmente a variação das características da espuma.
Uma outra dificuldade deste método resulta de, através da leitura directa dos gráficos obtidos, somente permitir saber qual a contribuição do arrastamento num dado instante. Assim, é a relação entre as áreas limitadas por $X(t)$ e por $Y(t)$, para um dado intervalo de tempo (técnica não abordada por V.Ross), que conduzirá à obtenção da contribuição do arrastamento durante esse intervalo de tempo.

Quanto ao **método Pita** os principais riscos que decorrem da sua utilização, resultam da possibilidade de serem falsos os dois pressupostos em que ele se baseia. Isto é, se a percentagem em mineral flutuável do arrastado, por motivos de segregação no arrastamento, não for igual à percentagem do afundado, então a utilização directa da eq.(8.25) conduz à obtenção de valores incorrectos. Porém, esta incorrecção pode ser facilmente atenuada ou mesmo eliminada através do prolongamento do ensaio até que ocorra só arrastamento, sendo nesse momento possível determinar o factor de segregação. O segundo, e principal risco deste método, decorre da possibilidade de não flutuarem exclusivamente as partículas libertas. Se isto se verificar o valor do arrastamento estará sobrevalorizado. Porém, para partículas finas, onde o grau de libertação é grande, o erro cometido é concerteza pequeno e sem significado real. Para partículas onde existe uma grande quantidade de mistos que flutuam, este método conduz à sobrevalorização da contribuição do arrastamento.

8.16 – Circuitos de flutuação

Tal como em todos os processos de beneficiação anteriormente descritos, também na flutuação é difícil obter um concentrado e um estéril com teores e recuperações desejados

apenas numa única etapa. Geralmente o minério é submetido a ensaios de beneficiação em três conjuntos de células (Figura 8.29). Relembre-se que quando se utilizam colunas em vez de célula o número de aparelhos utilizados é muito menor. No primeiro conjunto de célula, designadas de desengrossadoras, obtém-se um concentrado pobre e um rejeitado que ainda contém teores significativos de substância mineral útil. O concentrado é retratado num segundo conjunto de células de flutuação, designadas de lavadoras ou apuradoras, onde é produzido um concentrado final e um rejeitado de teor elevado que é enviado para as células desengrossadoras. O rejeitado das células desengrossadoras é tratado nas células reclamadoras, onde se obtém um rejeitado muito pobre, que constitui o estéril final, e um concentrado pobre que contém as substâncias minerais úteis que estavam no rejeitado das células desengrossadoras. Tanto o concentrado das células reclamadoras com o rejeitado das células apuradoras contém minerais úteis sendo por isso tratados nas células desengrossadoras. Por vezes, dependendo dos minerais existentes, e do calibre das partículas, pode ser necessário utilizar mais do que um conjunto de células apuradoras.

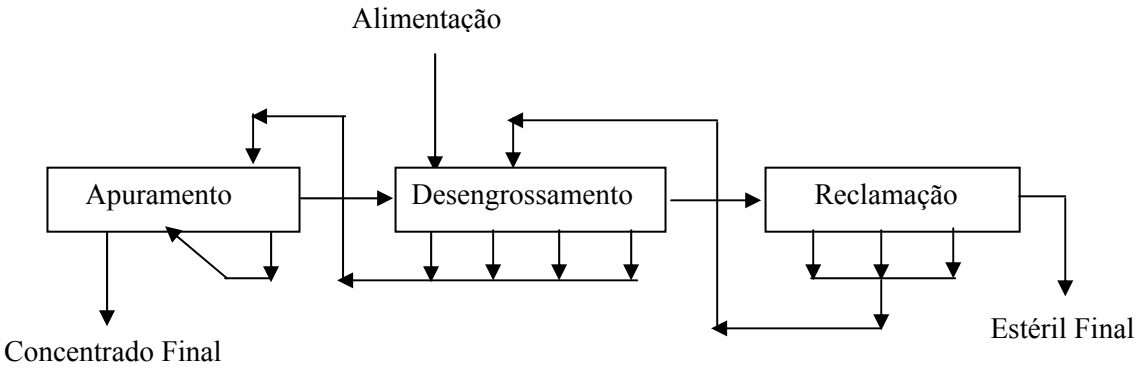


Figura 8.29 – Circuitos de flutuação

Referiu-se anteriormente que uma partícula mineral só é recolhida no flutuado (concentrado) se ocorrerem com sucesso os seguintes acontecimentos:

i. A partícula deve entrar em contacto com o colector;
ii. O colector deve ser adosrvido pela superfície da partícula;
iii. A partícula deve colidir com uma bolha de ar suficiente para a flutuar;
iv. A partícula não deve desprender-se das bolhas durante a subida;
v. A partícula deve permanecer na espuma e ser recolhida no concentrado.

Em face do elevado número de acontecimentos independentes que é necessário ocorrer, é impossível garantir que uma única máquina consiga fazer todo esse trabalho. Por isso, é necessário utilizar um banco de células, de modo a aumentar a probabilidade de todos aqueles eventos independentes ocorrerem com sucesso.

A circulação da polpa dentro do conjunto de células de flutuação é feita por gravidade entre as diversas células. Para o rejeitado passar para uma bancada seguinte, deve haver uma diferença

de nível entre a descarga de uma bancada e a alimentação seguinte. A circulação da espuma é feita por meio de caleiras. Nestas devem existir jactos de água que ajustam a alimentação, pois elas são geralmente menos diluídas que a alimentação, e ajudam à sua fluência. Quando não é possível o transporte das espumas por gravidade, ele terá de ser efectuado através de bombagem. Sempre que possível este processo deve ser evitado pois é extremamente difícil bombear espumas.

Quando em presença de mais do que uma substância mineral útil a flutuar, como é o caso dos sulfuretos, existem duas técnicas operacionais para separá-los das gangas e para separá-los entre si:

- A flutuação selectiva, flutuando um sulfureto de cada vez, rejeitando todos os outros minerais úteis e as gangas. Faz-se o condicionamento individual de modo a flutuar um mineral útil de cada vez.
- A flutuação conjunta de todos os sulfuretos úteis, seguida da depressão selectiva de cada um.

Esta segunda modalidade tem uma vantagem económica, pois a massa tratada após a flutuação conjunta dos minerais úteis é muito menor, exigindo portanto menos equipamento. Porém, nem sempre é possível de utilizar pois a colecção inicial dos sulfuretos pode ser tão enérgica que depois se torna difícil deprimi-los. Este comportamento é característico da blenda, que após ser flutuada, dificilmente se consegue deprimir.

8.17 - Considerações finais

Do exposto anteriormente é possível avaliar a complexidade do processo de flutuação, resultado não apenas do elevado número de variáveis envolvidas mas também da interacção entre algumas delas. Neste processo as partículas podem ser recuperadas por flutuação verdadeira ou por arrastamento, sendo o primeiro um processo selectivo e o arrastamento um fenómeno não discriminatório.
Pode afirmar-se que as características do minério sujeito a flutuação, condicionam à partida o sucesso deste processo. Entre estas merecem principal destaque a hidrofobicidade e o calibre das partículas. A primeira, que pode ser alterada a partir da adição de reagentes específicos, constitui uma das principais propriedades condicionantes da flutuação verdadeira. O calibre das partículas, que também influencia a flutuação verdadeira, é determinante no arrastamento, sendo este um dos principais responsáveis pela dificuldade de separação por flutuação de partículas extremamente finas, pois estas são fortemente arrastadas.
Pode dividir-se o processo flutuação em duas fases distintas, a que ocorre na zona da polpa e a que ocorre na zona da espuma. Enquanto na primeira se promove a formação da ligação entre as partículas hidrófobas e as bolhas, na segunda promove-se a drenagem das partículas arrastadas, com vista à obtenção de flutuados mais puros. Apesar desta nítida separação, pode afirmar-se que a generalidade dos factores envolvidos condicionam ambos os fenómenos que

ocorrem nestas duas zonas, embora possam ser mais relevantes para os fenómenos ocorridos numa das fases.

Como se referiu anteriormente os principais aparelhos de separação por flutuação são a célula mecânica e a coluna. Enquanto no primeiro a promoção da ligação entre as partículas hidrófobas com as bolhas é realizada à custa da agitação da polpa aerificada por um agitador, na coluna ela é promovida pelo escoamento em contracorrente das partículas e das bolhas gasosas. A principal vantagem da coluna reside na possibilidade de se poder trabalhar com elevadas alturas de espuma e com água de lavagem, que contribuem para a separação entre as partículas hidrófobas es as partículas hidrófilas.

A altura e a estabilidade da espuma são de extrema importância, devendo apresentar características que permitam a drenagem das partículas arrastadas mas simultaneamente suportem as partículas flutuadas. De um modo geral pode afirmar-se que, perante espuma com elevada altura e pequena estabilidade, são intensos os fenómenos de drenagem, contribuindo para separações selectivas, mas originando pequenas recuperações. Por outro lado, espuma estável e com pequena altura, conduz a maiores recuperações e separações menos selectivas, pois as partículas arrastadas são dificilmente drenadas.

Bibliografia

Adão Benvindo da Luz et al. (2002). Tratamento de Minérios. 3ª Edição. CETEM – Centro de Tecnologia Mineral; Rio de Janeiro-Brasil.

Anfruns. J.F., Kitchener, J.A., 1977. Rate of capture of small particles in flotation. *Trans. Inst. Min. Metall. (Sect. C: Mineral Process. Extr. Metall.)*, 86: C9-C15.

Bisshop, J:P., 1976. Study of Particle Entrainment in Flotation Froths. *Trans. Inst. Min. Metall. (Sect. C: Mineral Process. Extr. Metall.*), 85: C191-194.

Cerveira, A.M. (1975). Apontamentos da disciplina Preparação de Minério. Departamento de Engenharia de Minas - Faculdade de Engenharia do Porto.

Choung, J.W., Luttrell, G.H. e Yoon, R.H., 1993. Characterization of Operating Parameters in the Cleaning Zone of Microbubble Column Flotation. *Int. J. Miner. Process*., 39: 31-40.

Collins, A.M. e Read, A.D., 1971. The Treatment of Slimes. Miner. *Sci. Eng.*, 3:19-31.

Crawford, R., Ralston, J., 1988. The Influence of Particle Size an d Contact Angle in Mineral Flotation. *Int. J. Miner. Process.*, 23: 1-24.

Crozier, R. D. 1992. Flotation. Theory, Reagents and Ore Testing. Pergamon Press. 343.

Cutting, G.W., Barber, S.P. e Newton, S., 1986. Effects of Froth Structure and Mobility on the Performance and Simulation of Continuoulsy Operated Flotation Cells. *Int. J. Miner. Process.*, 16: 43-61.

Dippenaar, A., 1982 I. The Destabilization of Froth by Solids. I. The Mechanism of Film Rupture. *Int. J. Miner. Process.*, 9: 1-14.

Dippenaar, A., 1982 II. The Destabilization of Froth by Solids. II. The Rate-Determining Step. *Int. J. Miner. Process.*, 9: 15-22.

Dobby, G.S. e Finch, J.A., 1986. Particle Collection in Column - Gas Rate and Bubble Size Effects. *Canadian Metall. Quarterly,* Vol. 25, nº1: 9-13.

Dobby, G.S. e Finch, J.A., 1987. Particle Size Dependence in Flotation Derived From a Fundamental Model of the Capture Process. *Int. J. Miner. Process.*, 21: 241-260.

Espinosa-Gomes, R., Finch, J.A. e Jonson, N.W., 1988. Column Flotation of Very Fine Particles. *Minerals Engineering*, Vol.1, 3-18.

Falutsu, M. e Dobby, G.S., 1989. Direct Measurement of Froth Drop Back and Collection Zone Recovery in a Laboratory Flotation Column. *Minerals Engineering,* Vol.2, nº3, 377-386.

Falutsu, M. e Dobby, G.S., 1992. Froth Perfomance in Commercial Sized Flotation Columns. *In B.A Wills (ed.), Minerals Engineering '92, Vancouver. Miner. Eng.*, 5: 1207-1223.

Falutsu, M., 1994. Column Flotation Froth Characteristics - Satability of the Bubble-Particle System. *Int. J. Miner. Process.*, 40: 225-243.

Feteris, S.M., Frew, J.A. e Jowett, A., 1987. Modelling the Effect of Froth Deph in Flotation. *Int. J. Miner. Process.*, 20: 121-135.

Finch, J.A., e Dobby, G.S., 1990. Column Flotation, Pergamon Press, Oxford, 180.

Flint, I.M., MacPhail, P. e Dobby, G.S., 1988. Aerosol Frother Addition in Column Flotation.*CIM Bulletin*, Vol.81, nº913: 81-84.

Frew, J.A. e Resarick, C.J., 1978. Relationship beteween Flotation Rates and Pulp Density in Zinc Cleaning Circuits at Broken Hill,**.** *Aus.I.M.M., N.W. Qld. Branch, Mill Operatos Conference***.**

Fuerstenau, D.W., Chander, S. e Abouzeid, A.M., 1979. The Recovery of Fines Particles by Physical Separation Methods. In P. Somasundaram e N. Arbiter (ed.), Beneficiation of Mineral Fines - Problems and Research Needs. AIME, U.S.A., 3-59.

Fuerstenau, D.W., 1980. Fine Particle Flotation. In: P. Somasundaram (ed.), Fine Particles Processing, Vol. 1, *AIME*,: 669-706.

Gaudin et al. (1960)

Harris, C.C., 1978. Multiphase Models of Flotation Machine Behaviour. *Int. J. Miner. Process.*, 5: 107-129.

Harris, C.C., Arbiter, N. e Musa, M.J., 1983. Mixing and Gangue Dispersion in Flotation Machine Pulps. *Int. J. Miner. Process.*, 10: 45-60.

Heinrich, S. e Bischofberger, C., 1978. On the Hydrodynamics of Flotation Machines. *Int. J. Miner. Process.*, 5: 131-142.

Hemmings, C.E., 1980. An Alternative Viewpoint on Flotation Behaviour of Ultrafine Particles. *Trans. Inst. Min. Metall. (Sect. C: Mineral Process. Extr. Metall)*, 89: C113-C120.

Holtham, P.N. e Cheng Ta-Wui, 1991. Study of Probability of Detachment of Particles From in Flotation. *Trans. Instn. Min. Metall. (Sect. C: Miner. Process. Extr. Metall.)*, 100: C147-C153.

Jiang, Z.W., Holtham, P.N., 1986. Theoretical Model of Collision Between Particles and Bubbles in Flotation. *Trans. Instn. Min. Metall. (Sect. C: Miner. Process. Extr. Metall.),* 95: C187-C194.

Johansson, G. e Pugh, R.J., 1992. The Influence of Particle Size and Hydrophobicity on the Stability oh Mineralized Froths. *Int. J. Miner. Process.*, 34: 1-21.

Kelly, E.G, Spottiswood, D.J. (1990). Introducción al Procesamiento de Minerales. México: ed. Limusa, 1ªed.

King, R.P. et al., 1974. Bubble Loading During Flotation. *Trans. Instn. Min. Metall. (Sect. C: Miner. Process. Extr. Metall.),* 83: C112-C115.

Kirjavainen, V.M., Laapas, H.R., 1988. A Study of Entrainment Mechanism in Flotation. XVI International Mineral Congress, edited by E. Forssberg Elsevier Science Pubshers B.V., 665-677.

Kirjavainen, V.M., 1989. Application of a Probability Model for the Entrainment of Hydrophilic Particles in Froth Flotation. *Int. J. Miner. Process.*, 27: 63-74.

Kirjavainen, V.M., 1992. Mathematical Model for the Entrainment of Hydrophilic Particles in Froth Flotation. *Int. J. Miner. Process.*, 35: 1-11.

Klimpel, R.R. e Isherwood, S., 1991. Some Industrial Implications of Chenging Frother Chemical Structure. *Int. J. Miner. Process.*, 33: 369-381.

Kosick, G.A., Kuehn, L.A. e Freberg, M., 1988. Column Flotation of Galena at the Polaris Concentrator. *CIM Bulletin*, Vol.81, nº 920: 54-60.

Laplante, A.R., Toguri, J.M. e Smith, H.W., 1983a. The Effect of Air Flow Rate on the Kinetics of Flotation. Part 1: The Transfer of Material From the Slurry to the Froth. *Int. J. Miner. Process.*, 11: 203-219.

Laplante, A.R., Toguri, J.M. e Smith, H.W., 1983b. The Effect of Air Flow Rate on the Kinetics of Flotation. Part 2: The Transfer of Material From the Froth Over the Cell Lip. *Int. J. Miner. Process.*, 11: 221-234.

Laplante, A.R., Toguri, J.M. e Smith, H.W., 1983c. The Effect of Air Flow Rate on the Kinetics of Flotation. Part 2: Selectivity. *Int. J. Miner. Process.*, 11: 285-295.

Levich, V.G., 1962. Physicochemical Hydrodynamics. Prentice-All, Englewood Cliffs, N.J., 700.

Luttrell, G.H. e Yoon, R.H., 1991. A Flotation Column Simulator Based on Hydrodynamic Principles. *Int. J. Miner. Process.*, 33: 355-368.

Lynch, A.J., Johnson, N.W., Manlapig, E,V. e Thorne, C.G., 1981. Mineral and coal flotation circuits. Ed. Fuerstenau, D.W. Elsevier. Amsterdam. 290.

Malysa, K., Barzyk, W. e Pomianowski, A., 1982. Influence of Frothers on Floatability. I: Flotation of Single Minerals (Quartz and Synthetic Chalcocite). *Int. J. Miner. Process.*, 8: 329-343.

Malysa, K., Barzyk, W., Czarnecki, J. e Pomianowski, A., 1982. Influence of Frothers on Floatability. I: Flotation of Chalcocite and Quartz Mixtures. *Int. J. Miner. Process.*, 9: 121-131.

Moolman, D.W., Aldrich, C., van Deventer, J.S.J. e Stange, W.W., 1995. The Classification of Froth Structure in a Copper Flotation Plant by Means of a Neutral Net. *Int. J. Miner. Process.*, 43: 193-208.

Moys, M.H. 1978. A Study of a Plug-Flow Model for Flotation Froth Beahaviour. *Int. J. Miner. Process.*, 5: 21-38.

Mular, A.L. et al. (2002). Mineral Processing Plant – Design, Practice, and Control. Proceedings. Society for Mining, Metallurgy, and Exploration, Inc.. Littleton, Colorado.

O`Connor, C.T., Randall, E.W. e Goodall, C.M., 1990. Measurement of the Effects oh Physical and Chemical Variables on Bubble Size. *Int. J. Miner. Process.*, 28: 139-149.

Parekh, B.K., Miller, J.D. (1999). Advances in Flotation Technology. Society for Mining, Metallurgy, and Exploration, Inc. Littleton,CO, USA. pp463.

Pita, F.A.G., 2000. Processamento por Flutuação do Caulino de Olho Marinho. Contribuição Para o Estudo do Fenómeno de Arrastamento em Flutuação de Polpas com Partículas de Calibre Muito Fino. *Tese de Doutoramento, FCTU*, 483.Pita (2000).

Reay, D. e Ratcliff, G.A., 1973. Removal of Fine Particles From Water by Dispersed air Flotation: Effects of Bubbles Size and Particle Size on Collection Efficiency. *Can. J. Chem. Eng.*, 51: 178-185.

Ross, V. e Deventer, J.S.J.V. 1987. A Computer Model to Predict froth Behaviour in the Scale-Up of Flotation Cells. APCOM 87. Proceedings of the Twentieth International Symposium on the Application of Computers and Mathematics in the Mineral Industries. Vol. 2 Metallurgy. Johannesburg, *SAIMM*. 73-88.

Ross, V., 1990. Flotation and Entrainment of Particles During Batch Flotation Tests. *Minerals Engineering,* Vol.3, nº3/4, 245-256.

Ross, V., 1990. Interpretation of Froth Data to Study the Detachment of Floating Particles in Flotation Froths. *Minerals Engineering,* Vol.3, nº5, 525-531.

Ross, V., 1991. An Investigation of Sub-Processes in Equilibrium Froths. a: The Mechanisms of Detachent and Drainage. *Int. J. Miner. Process.*, 31: 37-50.

Ross, V., 1991. An Investigation of Sub-Processes in Equilibrium Froths. b: The Effect of Operating Conditions. *Int. J. Miner. Process.*, 31: 51-71.

Ross, V., 1991. Comparasion of Methods for Evaluation of true Flotation an Entrainment. *Trans. Instn. Min. Metall. (Sect. C: Miner. Process. Extr. Metall.),* 100: C121-C126.

Ross, V., 1991. The Behaviour of Particles in Flotation Froths. *Minerals Engineering,* Vol.4, nº7-11, 959-974.

Schubert, H. e Bischofberger, C., 1978. On the Hydrodynamics of Flotation Machines. *Int. J. Miner. Process.*, 5: 131-142.

Schulze, H.J., 1977. New Theoretical and Experimental Investigations on Stability of Bubble/Particle Aggregates in Flotation: A Theory on the Upper Particle Size of Floatability. *Int. J. Miner. Process.*, 4: 241-259.

Schulze, H.J., 1982. Dimensionless Number and Approximate Calculations of the Upper Particle Size of Floatability in Flotation Machines. *Int. J. Miner. Process.*, 9: 321-328.

Schulze, H.J., 1984. "Pysico-Chemical Elementary Processes in Flotation", Developments in Mineral Processing, Volu.4, Elsevier, 348.

Schulze, H.J., Radoev, B., Geidel, Th., Stechemesser, H. e Topfer, E., 1989. Investigation of the Collision Process Between Particles and Gas Bubbles in Flotation - A Theoretical Analysis. *Int. J. Miner. Process.*, 27: 263-278.

Sivamoham, R. e Forssberg, E., 1985. Recovery of Heavy Minerals From Slimes. *Int. J. Miner. Process.*, 15: 297-314.

Sivamoham, R., 1990. The Problem of Recovering Very Fine Particles in Mineral Processing - a Review. *Int. J. Miner. Process.*, 28: 247-288.

Subrahmanyam, T.V. e Forssberg, E.K.S, 1988. Froth stability, Particle Entrainment and Drainage in Flotation - A Review. *Int. J. Miner. Process.*, 23: 33-53.

Subrahmanyam, T.V. e Forssberg, E.K.S, 1988. Frother Characteristics and Grade-Recobery Relationships in the Flotation of de Lead-Zinc and Copper Ores. *Minerals Engineering,* Vol.1, nº1, 41-52.

Subrahmanyam, T.V. e Forssberg, E.K.S, 1988. Frother Perfomance in Flotation of Copper and Lead-Zinc Ores. *Trans. Inst. Min. Metall. (Sect. C: Miner. Process. Extr. Metall.),* 97: C134-C142.

Subrahmanyam, T.V. e Forssberg, E.K.S, 1990. Fine Particles Processing: Shear-Flocculation and Carrier Flotation - A Review. *Int. J. Miner. Process.*, 30: 265-286.

Szatkowski, M. e Freyberger, W.L., 1985a. Kinetics of Flotation With Fine Bubbles. *Trans. Inst. Min. Metall. (Sect. C: Miner. Process. Extr. Metall.)*, 94: C61-C70.

Szatkowski, M. e Freyberger, W.L., 1985b. Kinetics of Flotation With Fine Bubbles. *Trans. Inst. Min. Metall. (Sect. C: Miner. Process. Extr. Metall.)*, 96: C115-C121.

Szatkowski, M., 1987. Factors Influencing Behaviour of Flotation Froh. *Trans. Inst. Min. Metall. (Sect. C: Miner. Process. Extr. Metall.),* 96: C115-C121.

Szatkowski, M. e Freyberger, W.L, 1988. The Effect of Bubble Size Distribution on Selectivity of Iron Ore Flotation. *Int. J. Miner. Process.*, 23: 213-227.

Taggart, A. (1945). Handbook of Mineral Dressing, John Willey – London.

Tomlinson, H.S. e Fleming, M.G. 1963. Flotation Rate Studies. in "Mineral Processing", ed. A.Roberts, Pergamon Press.

Trahar, W.J. e Warren, L.J., 1976. The Flotability of Very Fine Particles - A Review. *Int. J. Miner. Process.*, 3: 103-131.

Trahar, W.J., 1981. A Rational Interpretation of the Role of Particle Size in Flotation. *Int. J. Miner. Process.,* 8: 289-327.

Varbanov, R., 1984. Flotation of Spherical Particles. *Trans. Inst. Min. Metall. (Sect. C: Miner. Process. Extr. Metall.)*, 93: C6-C8.

Warren, L.J., 1985. Determination of the Contributions of True Flotation and Entrainment in Batch Floation Tests. *Int. J. Miner. Process.*, 14: 33-44.

Wills, B.A. (1988). Mineral Processing Technology. New York: Pergamon Press, 4ed..

Wilson, S.G. e Frew, J.A., 1986. Effect of Operating Variables Upon Liquid Backmixing in a Laboratory Flotation Bank. *Int. J. Miner. Process.*, 16: 281-298.

Ye, Y. e Miller, J.D., 1989. The Significance of Bubble/Particle Contact Time During Collision in the Analysis of Flotation Phenomena. *Int. J. Miner. Process.*, 25: 199-219.

Yianatos, J.B., Finch, J.A. e Laplante, A.R., 1986. Holdup Profile Bibble Size Distribuition of Flotation Column Froths. *Canad. Metall. Quarterly,* Vol. 25, nº1, 23-29.

Yianatos, J.B., Finch, J.A. e Laplante, A.R., 1987. Cleaning Action in Column Flotation Froths. *Trans. Inst. Min. Metall. (Sect. C: Miner. Process. Extr. Metall.)*, 96: C199-C205.